

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL**

CAMILA VIDAL ALVES SILVA

**REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESTAÇÃO
COMPACTA DE TRATAMENTO DE
ESGOTOS SANITÁRIOS ATRAVÉS DE
PRECIPITAÇÃO QUÍMICA**

**VITÓRIA
2009**

CAMILA VIDAL ALVES SILVA

**REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESTAÇÃO
COMPACTA DE TRATAMENTO DE
ESGOTOS SANITÁRIOS ATRAVÉS DE
PRECIPITAÇÃO QUÍMICA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Ambiental, área de concentração em Saneamento Básico.

Orientador: Prof^o Dr. Ricardo Franci Gonçalves.

Co-orientadora: Dra Rosane Hein de Campos

**VITÓRIA
2009**

CAMILA VIDAL ALVES SILVA

**REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESTAÇÃO COMPACTA
DE TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS
ATRAVÉS DE PRECIPITAÇÃO QUÍMICA**

Dissertação apresentada ao programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Espírito Santo do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisição parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Ambiental.

Aprovada em 19 de agosto de 2009.

COMISSÃO EXAMINADORA

Prof^o. Dr. Ricardo Franci Gonçalves
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador

Prof^a. Dr. Rosane Hein de Campos
Universidade Federal do Espírito Santo
Co-Orientador

Prof^o. Dr^o Sérgio Túlio Cassini
Universidade Federal do Espírito Santo
Examinador Interno

Profa^o. Dr^a Cristiane Pereira Zdradek
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do
Espírito Santo
Examinador Externo

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Central da Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

S586r Silva, Camila Vidal Alves, 1981-
Remoção de fósforo em estação compacta de tratamento de
esgotos sanitários através de precipitação química / Camila Vidal
Alves Silva. – 2009.
119 f. : il.

Orientador: Ricardo Franci Gonçalves.
Co-Orientadora: Rosane Hein de Campos.
Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Espírito
Santo, Centro Tecnológico.

1. Águas residuais - Purificação - Filtração. 2. Águas residuais
- Purificação - Remoção de fosfato. 3. Alumínio. 4. Filtros
biológicos. 5. Sais de ferro. 6. Modelagem matemática. I.
Gonçalves, Ricardo Franci. II. Campos, Rosane Hein de. III.
Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico. IV.
Título.

CDU: 628

À minha mãe, meu pai, meus irmãos e
principalmente ao meu amor Aldo.

Agradecimentos

- ★ À Deus pela força e auxílio nos momentos difíceis.
- ★ À minha Mãe forte bem guardado, pelos ensinamentos impagáveis, apoio incondicional e confiança.
- ★ Ao meu Pai, por me ensinar a sonhar alto.
- ★ Aos meus irmãos Leandro e Mateus, por me fazerem rir de todo esse trabalho.
- ★ Ao meu amor Aldo, que esteve, está e estará sempre ao meu lado. Se não fosse por você, nada disso seria real.
- ★ Ao Professor Ricardo, pela oportunidade, confiança e orientação.
- ★ A dois anjos que me foram enviados, Rosane e Rosilene, por me levantarem quando estava caída.
- ★ À banca examinadora: Prof^a. Cristiane e Prof. Sérgio Túlio pela prontidão e paciência para contribuir com o trabalho.
- ★ Às companheiras de luta: Laila, Renata, Juliana, Marjorye, Érika, Janine, Priscilla, Mônica, Márcia e Thaís.
- ★ Ao colaborador Renato Siman, por toda ajuda e atenção.
- ★ Às minhas pupilas e pupilo Taiana, Blandina e Luiz, pela preciosa ajuda e otimismo durante todo o trabalho.
- ★ A Cristina, pelos momentos de desabafo e palavras de otimismo.
- ★ A todos os amigos do LABSAN e do PPGEA que contribuíram com meu crescimento pessoal e profissional.
- ★ Ao Núcleo Água pelo suporte dado a esta pesquisa.
- ★ Ao FACITEC pelo apoio financeiro concedido.
- ★ A CAPES pela bolsa de estudos.

“Enquanto estivermos tentando, estaremos felizes, lutando pela
definição do indefinido, pela conquista do impossível,
pelo limite do ilimitado, pela ilusão de viver.

Quando o impossível torna-se apenas um desafio,
a satisfação está no esforço e não apenas na realização final.”

Mahatma Gandhi

SUMÁRIO

RESUMO	X
ABSTRACT	XI
LISTA DE FIGURAS.....	XII
LISTA DE TABELAS.....	XV
LISTA DE QUADROS	XVII
LISTA DE SIGLAS	XVIII
LISTA DE SÍMBOLOS.....	XIX
CAPÍTULO 1	19
1 INTRODUÇÃO	19
2 OBJETIVOS.....	20
2.1 <i>Objetivo Geral</i>	20
2.2 <i>Objetivos Específicos</i>	20
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1 <i>Estações Compactas de Tratamento de Esgotos</i>	21
3.2 <i>Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios</i>	24
3.3 <i>Fósforo no ambiente</i>	26
3.4 <i>Remoção de Fósforo</i>	26
3.4.1 <i>Princípios da Remoção Biológica de Fósforo (EBPA)</i>	27
3.4.2 <i>Remoção Físico-Química de Fósforo</i>	28
3.4.2.1 <i>Precipitação com sais de ferro</i>	31
3.4.2.2 <i>Precipitação com sais de alumínio</i>	33
3.5 <i>Fundamentos da química associada à remoção de partículas</i>	35
3.5.1 <i>Coagulação e Flocculação</i>	35
3.5.2 <i>Sistemas Coloidais</i>	36
3.5.3 <i>Desenvolvimento de carga superficial em colóides (Estabilidade de sistemas coloidais)</i>	36
3.5.3.1 <i>Estabilização eletrostática</i>	37
3.5.3.2 <i>Potencial Zeta</i>	37
3.5.4 <i>Desestabilização de colóides</i>	38
3.5.5 <i>Desestabilização de partículas com adição de eletrólitos</i>	40
3.5.6 <i>Desestabilização de partículas com adição de polieletrólitos</i>	40
3.5.7 <i>Desestabilização de partículas com adição de íons hidrolizados de metais</i>	41
3.6 <i>Produção de lodo</i>	42
4 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	44
CAPÍTULO 2	49
1 INTRODUÇÃO	50
2 MATERIAL E MÉTODOS.....	51
2.1 <i>Ensaio Preliminares</i>	52
2.2 <i>Ensaio Complementares</i>	53
3 RESULTADOS E DISCUSSÃO	54

3.1 <i>Ensaio Preliminares</i>	54
3.2 <i>Ensaio Complementares</i>	57
3.2.1 <i>Remoção de Fósforo e Turbidez</i>	57
3.2.2 <i>Outros parâmetros que influenciam na remoção de fósforo dissolvido</i> ..	63
3.3 <i>Considerações Finais</i>	65
4 CONCLUSÃO.....	66
5 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	67
CAPÍTULO 3	69
1 INTRODUÇÃO	70
2 MATERIAL E MÉTODOS.....	70
2.1 <i>Contextualização</i>	70
2.2 <i>Descrição do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES</i>	71
2.3 <i>Medição do desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES</i>	73
2.4 <i>Medição do desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante para remoção de fósforo</i>	73
3 RESULTADOS E DISCUSSÃO	74
3.1 <i>Desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES</i> . 74	
3.2 <i>Desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante (75mg/L de Cloreto Férrico)</i>	79
3.3 <i>Demais remoções do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante</i>	82
4 CONCLUSÃO.....	84
5 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	85
CAPÍTULO 4	88
1 INTRODUÇÃO	89
2 MATERIAL E MÉTODOS.....	90
2.1 <i>Caso de Estudo</i>	90
2.2 <i>Desenvolvimento do modelo para remoção de fósforo</i>	91
2.2.1 <i>Parâmetros de aferição do modelo</i>	92
2.3 <i>Balço de massa para estimativa de geração de lodo</i>	94
3 RESULTADOS E DISCUSSÃO	95
3.1 <i>Desempenho do sistema de tratamento ETE-UFES</i>	95
3.2 <i>Simulação da remoção de fósforo</i>	96
3.3 <i>Estimativa da geração de lodo</i>	97
3.4 <i>Considerações Finais</i>	99
4 CONCLUSÃO.....	100
5 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101
CAPÍTULO 5	102
1 DISCUSSÃO GERAL.....	102
2 CONCLUSÕES GERAIS	103
3 RECOMENDAÇÕES	104
APÊNDICE.....	105
ANEXO	117

RESUMO

A necessidade de produção de esgoto tratado de alta qualidade visando à utilização em reúso urbano e atenuação de efeitos do processo de eutrofização em corpos d'água receptores tornou-se imprescindível. A implantação de sistemas de tratamento de esgotos caracterizados pelo baixo custo e impacto ambiental reduzido hoje em dia é primordial, sendo para tanto, necessária a remoção de nutrientes. A utilização de processos físico-químicos para remoção de nutrientes é tecnologia amplamente utilizada, obtendo resultados cada vez mais promissores. O fósforo constitui em desses nutrientes, sendo responsável direto por problemas ambientais, como a eutrofização de corpos d'água receptores. Sendo assim, esse trabalho propõe a adaptação da tecnologia de reator UASB seguido de filtro biológico aerado submerso (FBAS) para promover a adequação da remoção de P, de acordo com a legislação pertinente. A pesquisa foi dividida em três etapas: investigação em ensaios jar-test para seleção de dose, tipo de coagulante e auxiliar de coagulação para a remoção de fósforo do efluente produzido pela ETE-UFES (Etapa 1), remoção de P em escala real utilizando associação UASB+FB aerado e não aerado (Etapa 2) e desenvolvimento de modelo matemático para remoção de fósforo através de adição de Cloreto Férrico (Etapa 3). A etapa 1 mostrou que a melhor opção para remoção de P na ETE estudada foi a utilização de Cloreto Férrico 75mg/L como coagulante, que atingiu eficiência de remoção de 77%. A aplicação de coagulante em escala real (etapa 2) alcançou eficiências de remoção para P_{tot} de 66% e para PO_4^{3-} de 51%, em polimento aeróbio; e 11% para PO_4^{3-} em polimento anaeróbio. Os resultados foram bastante promissores para remoção de matéria orgânica, sólidos e turbidez, atingindo remoções de, respectivamente, 76%, 92% e 77% na etapa aeróbia e 47%, 92% e 77% para a etapa anaeróbia. Para a etapa 3, fatores como pH, dose inicial de Fe e PO_4^{3-} foram utilizados como parâmetros iniciais, sendo o modelo baseado em 11 equações de equilíbrio em fase líquida e 4 em fase sólida. O sistema matemático resultante da modelagem foi resolvido numericamente através de processo iterativo em software MATHCAD®. O efeito do pH e o residual de fósforo em fase líquida foram avaliados, e a remoção obtida pelo modelo comparada com a encontrada em escala real. Remoções superiores a 90% foram encontradas em diferentes valores de pH, em condição de excesso de ferro (Fe:P=3,22). Diferenças significativas entre os resultados do modelo e escala real de remoção de fósforo foram observadas, podendo estas ser atribuídas a fatores associados ao comportamento da biomassa em grânulos anaeróbios.

ABSTRACT

The need to produce high quality treated wastewater to the reuse in urban use and mitigation of the effects of eutrophication in receiving water bodies has become indispensable. The establishment of sewage treatment systems characterized by low cost and reduced environmental impact today is paramount, and if so, required the removal of nutrients. The use of physical-chemical processes for removal of nutrients is widely used technology, getting increasingly promising results. The phosphorus is in these nutrients, is directly responsible for environmental problems such as eutrophication of water bodies receivers. Thus, this work proposes to adapt the technology of UASB reactor followed by aerated submerged biological filter (FBAS) to promote the removal of P adequacy in accordance with relevant legislation. The research was divided in three stages: research and jar-test for selection of dose, type of coagulant aid for coagulation and to remove phosphorus from the effluent produced by WWTP-UFES (Step 1), removal of P scale using association UASB + BF aerated and non aerated (Step 2) and development of mathematical model for removal of phosphorus by the addition of ferric chloride (Step 3). Step 1 showed that the best option for removal of P in the WWTP study was the use of FeCl_3 75mg / L as coagulant, which reached the removal efficiency of 77%. The application of coagulant scale (step 2) achieved the removal efficiencies of 66% for P_{tot} and PO_4^{3-} from 51% in aerobic polishing, and 11% for PO_4^{3-} in polishing anaerobic. The results were quite promising for removal of organic matter, solids and turbidity, achieving removals of respectively 76%, 92% and 77% in the aerobic stage and 47%, 92% and 77% for the anaerobic stage. In Step 3, factors such as pH, initial dose of Fe and PO_4^{3-} were used as initial parameters, and the model was based on 11 equations of equilibrium in the liquid phase and solid phase 4. The system resulting from the mathematical model was solved numerically by iterative process in Mathcad[®] software. The effect of pH and residual phosphorus in the liquid phase were evaluated, and removal from the model compared with the observed scale. Removals exceeding 90% were found at different pH values, in condition of excess iron (Fe: P = 3.22). Significant differences between the model results and scale removal of phosphorus was observed, which could be attributed to factors associated with the behavior of biomass in anaerobic granules.

LISTA DE FIGURAS

Capítulo 1

FIGURA 1: PERCENTUAL DE PESSOAS EM DOMICÍLIOS PARTICULARES PERMANENTES URBANOS COM ESGOTAMENTO POR REDE COLETORA OU FOSSA SÉPTICA, SEGUNDO REGIÕES DEMOGRÁFICAS..	21
FIGURA 2: DESENHO ESQUEMÁTICO DO REATOR UASB.....	22
FIGURA 3: DESENHO ESQUEMÁTICO DO REATOR FBAS	23
FIGURA 4: REPRESENTAÇÃO ESQUEMÁTICA DO COMPORTAMENTO DAS PAB NA ALTERNÂNCIA A/O. ...	28
FIGURA 5: ESQUEMA DOS MECANISMOS ENVOLVIDOS NA ADIÇÃO DE SAIS DE FERRO A ÁGUAS RESIDUÁRIAS.	32
FIGURA 6: DIAGRAMAS DE SOLUBILIDADE PARA ÍONS Fe^{3+} E Al^{3+}	33
FIGURA 7: ESQUEMA DOS MECANISMOS ENVOLVIDOS NA ADIÇÃO DE SAIS DE ALUMÍNIO A ÁGUAS RESIDUÁRIAS	33
FIGURA 8: COMPOSIÇÃO DA DUPLA CAMADA.....	37
FIGURA 9: POTENCIAL ZETA SEGUNDO JOHNSON E ALEXANDER	38
FIGURA 10: FORMAÇÃO DE PONTES INTERPARTÍCULAS.	41
FIGURA 11: DIAGRAMAS DE COAGULAÇÃO PARA SAIS DE Fe E AL. (CONCENTRAÇÃO DE FASE SÓLIDA EM EQUILÍBRIO COM FASE LÍQUIDA)	42

Capítulo 2

FIGURA 1: EQUIPAMENTO DE ENSAIO COAGULAÇÃO-FLOCULAÇÃO-SEDIMENTAÇÃO (JAR-TEST)	51
FIGURA 2: FLUXOGRAMA DE ANÁLISES PARA ENSAIOS PRELIMINARES	52
FIGURA 3: FLUXOGRAMA DE ANÁLISES PARA ENSAIOS COMPLEMENTARES	53
FIGURA 4: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO – ENSAIOS PRELIMINARES	54
FIGURA 5 RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO – ENSAIOS PRELIMINARES.....	55
FIGURA 6: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE PAC – ENSAIOS PRELIMINARES.....	55
FIGURA 7: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE PAC – ENSAIOS PRELIMINARES	55
FIGURA 8: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO – ENSAIOS PRELIMINARES.....	56
FIGURA 9: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO – ENSAIOS PRELIMINARES	56
FIGURA 10: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO – ENSAIO COMPLEMENTAR A1	57
FIGURA 11: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE SULFATO DE ALUMÍNIO – ENSAIO COMPLEMENTAR A1	57
FIGURA 12: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (SULFATO DE ALUMÍNIO 120MG/L – ENSAIOS A2, A3 E A4)	58

FIGURA 13: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO DISSOLVIDO DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (SULFATO DE ALUMÍNIO 120MG/L – ENSAIOS A2, A3 E A4)	59
FIGURA 14: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE PAC – ENSAIO COMPLEMENTAR P1	60
FIGURA 15: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE PAC – ENSAIO COMPLEMENTAR P1	60
FIGURA 16: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (PAC 200MG/L – ENSAIOS P2, P3 E P4)	60
FIGURA 17: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO DISSOLVIDO DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (PAC 200MG/L – ENSAIOS P2, P3 E P4)	60
FIGURA 18: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ EM DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO – ENSAIO COMPLEMENTAR F1	60
FIGURA 19: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO TOTAL EM DOSAGENS DE CLORETO FÉRRICO – ENSAIO COMPLEMENTAR F1	61
FIGURA 20: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA TURBIDEZ DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (CLORETO FÉRRICO 75MG/L – F2, F3 E F4)	61
FIGURA 21: RESIDUAIS EM SOLUÇÃO E EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO PARA FÓSFORO DISSOLVIDO DE ACORDO COM DOSAGEM DE AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO (CLORETO FÉRRICO 75MG/L – F2, F3 E F4)	61

Capítulo 3

FIGURA 1: DESENHO ESQUEMÁTICO DO SISTEMA CONVENCIONAL ETE-UFES	71
FIGURA 2: REATOR UASB E CAIXA DE PASSAGEM	71
FIGURA 3: QUADRO DO CONJUNTO BOMBA – INVERSOR	71
FIGURA 4: FBAS COM TORNEIRAS	72
FIGURA 5: MEIO SUPORTE DO FILTRO BIOLÓGICO	72
FIGURA 6: DECANTADOR SECUNDÁRIO (VISTA SUPERIOR)	72
FIGURA 7: VÁLVULA PNEUMÁTICA	72
FIGURA 8: DESENHO ESQUEMÁTICO PARA REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESCALA REAL E PONTOS DE AMOSTRAGEM	74
FIGURA 9: VARIAÇÃO DA TURBIDEZ NO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL DURANTE PERÍODO MONITORADO	76
FIGURA 10: VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE SST NO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL DURANTE PERÍODO MONITORADO.	77
FIGURA 11: VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE DQO _{TOT} NO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL DURANTE PERÍODO MONITORADO.	77
FIGURA 12: VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE DBO ₅ NO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL DURANTE PERÍODO MONITORADO.	78
FIGURA 13: VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE P _{TOT} NO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL DURANTE PERÍODO MONITORADO	78
FIGURA 14: VARIAÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DE PO ₄ ³⁻ NO SISTEMA DE TRATAMENTO DURANTE PERÍODO DE MONITORAMENTO	80
FIGURA 15: BOX-PLOT PARA PO ₄ ³⁻ NO SISTEMA DE TRATAMENTO DURANTE PERÍODO DE MONITORAMENTO	80
FIGURA 16: BOX-PLOT PARA PO ₄ ³⁻ NAS ALTURAS DO FILTRO BIOLÓGICO DURANTE PERÍODO DE MONITORAMENTO	81

FIGURA 17: VARIAÇÃO DA RELAÇÃO P/ST NO LODO DE DESCARTE DO DECANTADOR DURANTE PERÍODO DE MONITORAMENTO.....	82
---	----

Capítulo 4

FIGURA 1: SISTEMA ETE-UFES	90
FIGURA 2: METODOLOGIAS DE CÁLCULO PARA REMOÇÕES DE FÓSFORO.....	94
FIGURA 3: EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE PO_4^{3-} EM DIFERENTES PH	96
FIGURA 4: FOSFATO REMANESCENTE EM FASE LÍQUIDA, EM DIFERENTES PH SIMULADOS.....	97
FIGURA 5: ACÚMULO BRUTO DE LODO NO REATOR UASB NAS DIFERENTES SITUAÇÕES ESTIMADAS	98
FIGURA 6: ACÚMULO DE P NO REATOR UASB NAS DIFERENTES SITUAÇÕES ESTIMADAS.....	98
FIGURA 7: ACÚMULO DE LODO NO REATOR UASB NAS DIFERENTES SITUAÇÕES ESTIMADAS.....	98
FIGURA 8: PROGRESSÃO DA ALTURA DE LODO ACUMULADA NO REATOR UASB, NAS DIFERENTES SITUAÇÕES ESTIMADAS	100

LISTA DE TABELAS

Capítulo 1

TABELA 1: EFICIÊNCIAS MÉDIAS DE REMOÇÃO	30
TABELA 2: PROPRIEDADES DE COAGULANTES	30
TABELA 3: REAÇÕES E CONSTANTES DE EQUILÍBRIO PARA HIDRÓXIDOS DE FERRO.....	31
TABELA 4: RESUMO DAS PRINCIPAIS REAÇÕES REQUERIDAS PARA DETERMINAR AS QUANTIDADES DE LODO PRODUZIDAS DURANTE A PRECIPITAÇÃO DE FÓSFORO USANDO CAL, ALUMÍNIO E FÓSFORO	43

Capítulo 2

TABELA 1: PARÂMETROS OPERACIONAIS SIMULADOS NOS ENSAIOS JAR-TEST	51
TABELA 2: CARACTERÍSTICAS DOS COAGULANTES E AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO UTILIZADOS.....	52
TABELA 3: ENSAIOS DE COAGULAÇÃO-FLOCULAÇÃO-SEDIMENTAÇÃO PRELIMINARES	52
TABELA 4: ENSAIOS DE COAGULAÇÃO-FLOCULAÇÃO-SEDIMENTAÇÃO COMPLEMENTARES	54
TABELA 5: EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DE FORMAS DE FÓSFORO EM DIVERSAS PESQUISAS, UTILIZANDO ENSAIOS JAR-TEST.....	62
TABELA 6: PARÂMETROS ADICIONAIS AVALIADOS EM ENSAIOS COMPLEMENTARES	63
TABELA 7: RELAÇÃO MÁSSICA $Me/CaCO_3$ PARA OS COAGULANTES E AUXILIARES DE FLOCULAÇÃO TESTADOS.....	65

Capítulo 3

TABELA 1: ESTATÍSTICA DESCRITIVA PARA OS PARÂMETROS ANALISADOS DURANTE O MONITORAMENTO DO SISTEMA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL	75
TABELA 2: EFICIÊNCIAS DE REMOÇÃO DE FORMAS DE FÓSFORO EM DIVERSAS PESQUISAS	80
TABELA 3: ESTATÍSTICA DESCRITIVA PARA OS PARÂMETROS ANALISADOS DURANTE O MONITORAMENTO DO SISTEMA DE TRATAMENTO SOB CO-PRECIPITAÇÃO COM $FeCl_3$ 75MG/L	83

Capítulo 4

TABELA 1: EQUILÍBRIOS QUÍMICOS PARA ESPÉCIES DE FE E P EM FASE LÍQUIDA E SÓLIDA	91
TABELA 2: LISTA DE PARÂMETROS ENVOLVIDOS NOS CÁLCULOS DO BALANÇO PARA PRODUÇÃO DE LODO	95
TABELA 3: VALORES MÉDIOS PARA PARÂMETROS AVALIADOS DURANTE MONITORAMENTO DO TRATAMENTO CONVENCIONAL E POLIMENTO FÍSICO-QUÍMICO	96

Apêndice

TABELA 1: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA SST	105
TABELA 2: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA PH	106
TABELA 3: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA TURBIDEZ	107

TABELA 4: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA DQO	108
TABELA 5: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA P TOTAL.....	108
TABELA 6: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA P DISSOLVIDO	109
TABELA 7: SÉRIE HISTÓRICA EM ETAPA DE MONITORAMENTO DE TRATAMENTO CONVENCIONAL PARA ALCALINIDADE BICARBONATO	109
TABELA 8: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO A1	110
TABELA 9: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO A2	110
TABELA 10: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO A3	111
TABELA 11: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO A4	111
TABELA 12: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO P1	112
TABELA 13: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO P2	112
TABELA 14: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO P3	113
TABELA 15: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO P4	113
TABELA 16: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO F1.....	114
TABELA 17: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO F2.....	114
TABELA 18: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO F3.....	115
TABELA 19: VALORES DE PARÂMETROS ANALISADOS PARA ENSAIO F4.....	115
TABELA 20: VALORES DE DOSAGENS E RELAÇÕES MÁSSICAS E MOLARES PARA AS CONCENTRAÇÕES DE COAGULANTES UTILIZADOS NOS ENSAIOS COMPLEMENTARES.....	116

Anexos

TABELA 1: PARÂMETROS, METODOLOGIAS E REFERÊNCIAS UTILIZADAS NOS MONITORAMENTOS CONVENCIONAL E COM APLICAÇÃO DE COAGULANTE	117
---	-----

LISTA DE QUADROS

Capítulo 1

QUADRO 1: VANTAGENS DA TECNOLOGIA UASB-AERÓBIO NO TRATAMENTO DE ESGOTOS (ADAPTADO DE CHERNICHARO, 2007)	23
QUADRO 2: PRINCIPAIS CARACTERÍSTICAS DAS OPÇÕES MECANIZADAS E NÃO-MECANIZADAS PARA PÓS-TRATAMENTO AERÓBIO DE REATORES UASB	25
QUADRO 3: OPÇÕES DE APLICAÇÃO DE COAGULANTES QUÍMICOS EM SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS (ADAPTADO DE TCHOBANOGLOUS, 2003).....	30

Capítulo 3

QUADRO 1: PARÂMETROS DE FASE LÍQUIDA E FREQUÊNCIA DE ANÁLISES REALIZADAS NA ETAPA DE TRATAMENTO CONVENCIONAL	73
QUADRO 2: PARÂMETROS DE FASE LÍQUIDA E SÓLIDA ANALISADOS NA ETAPA DE REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESCALA REAL.....	74

Capítulo 4

QUADRO 1: PARÂMETROS DE FASE LÍQUIDA E SÓLIDA ANALISADOS NA ETAPA DE REMOÇÃO DE FÓSFORO EM ESCALA REAL.....	90
---	----

LISTA DE SIGLAS

A/O	Aeróbio/Anóxico
ATP	Adenosina Trifosfato
AE	Afluente Elevatória
AU	Afluente UASB
CESAN	Companhia Espírito Santense de Saneamento
CONDEMA	Conselho Municipal de Meio Ambiente
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DEC	Decantador
DQO	Demanda química de oxigênio
DBO ₅	Demanda bioquímica de oxigênio em cinco dias
ED	Efluente decantador
ETA	Estação(ões) de tratamento de Água
ETE	Estação(ões) de Tratamento de Esgoto
ETE-UFES	Estação de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Espírito Santo
EU	Efluente UASB
FBAS	Filtro Biológico Aerado Submerso
FB	Filtro Biológico
F0	Afluente ao filtro biológico
F1	Filtro biológico altura 0,75m
F2	Filtro biológico altura 1,50m
F3	Filtro biológico altura 2,25m
F4	Efluente Filtro biológico
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IPEA	Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada
LABSAN	Laboratório de Saneamento da Universidade Federal do Espírito Santo
L	Litro
L/s	Litros por segundo
m ²	Metro quadrado
m ³	Metro cúbico
m ³ /d	Metro cúbico por dia
min	Mínimo
max	Máximo
NADH	Nicotinamida Adenina Dinucleotídeo
PAB	Bactérias acumuladores de fosfatos – Phosphate accumulating bacteria
PAC	Cloreto de polialumínio
PAO	Organismos acumuladores de fósforo - Phosphorus accumulating organisms
PNAD	Pesquisa Nacional por Amostra de Domicílio
pH	Potencial hidrogeniônico
PHA	Polihidroxialcanoatos
PHB	Polihidroxibutiratos
PROSAB	Programa de Pesquisa em Saneamento Básico
RBS	Reator em batelada seqüencial

RHBS	Reator híbrido em bateladas seqüenciais
SSed	Sólidos Sedimentáveis
SST	Sólidos Suspensos Totais
ST	Sólidos Totais
UASB	Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e fluxo Ascendente – Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo

LISTA DE SÍMBOLOS

ζ	Potencial zeta
%	Porcentagem

Capítulo 1

1 Introdução

A escassez de água em regiões urbanas faz sofrer grandes contingentes populacionais, limita a atividade econômica e retarda o progresso. Em muitas cidades o abastecimento se encontra ameaçado por problemas relacionados à quantidade e qualidade da água.

O quadro de escassez se torna intenso em bacias hidrográficas com maiores índices de urbanização, não só pelo crescimento rápido da demanda de água, mas também pela poluição causada pelo lançamento de águas residuárias (HINRICHSEN *et al.*, 2005).

A dificuldade de obtenção de água nas grandes cidades e os custos crescentes de captação, tratamento e transporte, agravados pelo aumento da degradação dos mananciais, vem apontando para a necessidade de conservação e uso racional do insumo (RAPOPORT, 2004).

Desta forma, a implantação de sistemas de tratamento de esgotos para grande parcela da população, caracterizados pelo baixo custo, eficiência e impacto ambiental reduzido, no que se refere aos padrões de lançamento, torna-se de fundamental importância. Além disso, sistemas alternativos de utilização de resíduos sólidos e gasosos derivados deste tratamento, bem como destinação alternativa dos efluentes, devem ser levados em consideração.

Sistemas de tratamento de esgotos com impacto ambiental reduzido devem incluir o tratamento terciário, referente à remoção de nutrientes como o fósforo. A necessidade de produção de esgoto tratado de alta qualidade visa à utilização em reúso urbano e atenuação de efeitos do processo de eutrofização em corpos d'água receptores.

Neste âmbito, esta pesquisa objetiva priorizar os estudos sobre a qualidade final do efluente derivado do tratamento de esgotos em estações compactas, formatando soluções para a reutilização da água no meio urbano e possíveis impactos ambientais dos processos de eutrofização de corpos d'água receptores, por meio da remoção de Fósforo (P) dos efluentes. Propõe-se a adaptação da tecnologia de reator UASB seguido de filtro biológico (aeróbio e anaeróbio) para promover a adequação da remoção de P.

2 Objetivos

2.1 Objetivo Geral

Desenvolver soluções tecnológicas de tratamento avançado de esgoto sanitário no sistema UASB seguido de filtro biológico aerado submerso para viabilização do reúso urbano e controle de eutrofização.

2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Selecionar dose, tipo e gradiente de velocidade de coagulantes e auxiliares de coagulação através de testes de jarros, para a remoção de fósforo do efluente produzido pela Estação de Tratamento de Esgoto.
- ✓ Estudar o desempenho da Estação de Tratamento de Esgotos (ETE-UFES) na remoção de fósforo, com aplicação de coagulante e auxiliar de coagulação selecionados, sob pós-tratamento de efluente do reator UASB aeróbio (FBAS) e anaeróbio (FA).
- ✓ Adaptar um modelo matemático de predição de precipitação química de fósforo e compará-lo com o resultado experimental de remoção de fósforo.

3 Revisão Bibliográfica

O esgotamento sanitário no Brasil vem recebendo mais atenção nos últimos anos. No ano de 2007, este obteve um incremento em investimento alavancado pelo PAC (Programa de Aceleração do Crescimento) do governo federal. De acordo com dados oficiais, entre o ano de 2006 e 2007, um aumento de 3 pontos percentuais na proporção da população urbana com acesso à rede coletora de esgoto foi observado, passando de 54,4% a 57,4%, chegando a quase 81% se contabilizado soluções simples como fossas sépticas (PNAD, 2007). Ainda sim, diferenças regionais são verificadas (Figura 1).

Contudo, ainda há necessidade de investimentos no setor de saneamento, já que grandes diferenças na distribuição de sistemas de esgotamento sanitário entre zonas urbanas e rurais também são realidade no país. Os dados da PNAD 2007 revelam que 22% da população rural residem em domicílios que não tem nenhum tipo de sistema de coleta de esgotos, e 54,3% recorrem a soluções não adequadas para o esgoto doméstico, resultando em ameaça tanto à saúde da população quanto à qualidade do meio ambiente. Devido a estas soluções não adequadas para disposição de esgotos sanitários, o desenvolvimento de ETEs compactas foi decisivo.

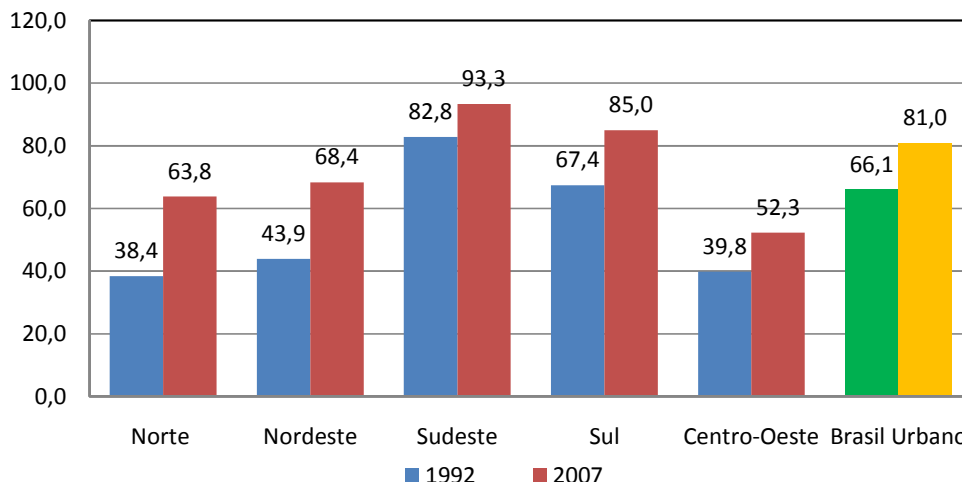


Figura 1: Percentual de pessoas em domicílios particulares permanentes urbanos com esgotamento por rede coletora ou fossa séptica, segundo regiões demográficas. (Fonte: Ipea, PNAD e IBGE, 1992 a 2007; PNAD, 2007).

3.1 Estações Compactas de Tratamento de Esgotos

A história recente do saneamento revela uma diversificação de tecnologias de tratamento de esgotos nunca antes imaginada. São vários processos capazes de tratar separadamente ou em associação a outros, as mais complexas águas residuárias. Neste contexto, a busca por soluções simplificadas e extremamente eficientes é incessante, já que a tendência dos padrões de lançamento de efluentes é tornarem-se mais restritivos.

A tecnologia dos reatores UASB, desenvolvida na década de 1970, tem sido estudada, aceita e disseminada no país há vários anos, principalmente devido às condições climáticas favoráveis. Inicialmente criado para tratamento de efluentes industriais, o reator UASB se mostrou perfeitamente aplicável ao tratamento de esgotos. Van Haandel (2006) o caracteriza como o reator anaeróbio mais utilizado em sistemas de tratamento de esgotos. Sua configuração atual apresenta uma série de vantagens econômicas, como baixo custo de implantação, consumo de energia e demanda por área reduzidos e versatilidade em aplicações de pequeno e grande porte.

Além de aspectos econômicos, Francisqueto (2007) afirma que a configuração do reator UASB permite o desenvolvimento de uma biomassa ativa, sob a forma de flocos e grânulos de alta densidade, considerável resistência mecânica e capacidade de acumulação no reator, o que viabiliza a acomodação de cargas orgânicas volumétricas elevadas com tempo de detenção hidráulica curto.

O *design* do reator UASB é semelhante ao de um filtro anaeróbio, sendo constituído basicamente de um tanque com fluxo ascendente. A principal diferença entre os dois reside no fato de o reator UASB não possuir meio suporte para fixação de biomassa (Figura 2). A imobilização dos microorganismos ocorre por meio de auto-adesão, formando flocos densos suspensos, que se dispõem em camadas de lodo a partir do fundo do reator (KATO *et al.*, 1999).

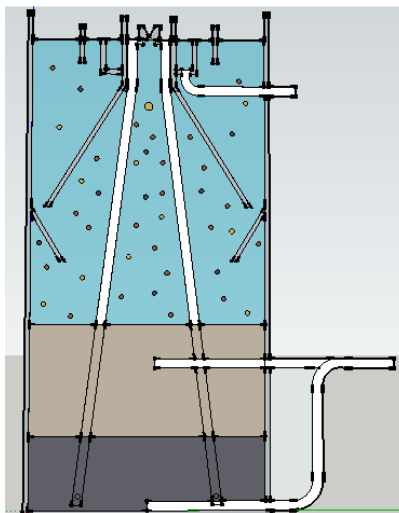


Figura 2: Desenho esquemático do reator UASB

Segundo Liu (2002), a alta concentração de biomassa no reator implica na rápida conversão dos contaminantes, o que possibilita o tratamento de grandes volumes de despejos orgânicos em reatores compactos. O fato de a digestão anaeróbia produzir como sub-produto o metano, gás combustível de alto poder calorífico, corrobora mais uma vantagem de sua concepção.

No entanto, de acordo com Jordão & Pessoa (2005), quando implantados isoladamente, os reatores UASB tem as eficiências comprovadamente limitadas, apresentando remoções de DQO na faixa de 40 a 75% e, de DBO_5 na faixa de 45 a 85%. Estas faixas de remoção podem não ser suficientes para atender a legislação de lançamento de efluentes em corpos d'água. Esta característica conduziu pesquisas à aplicabilidade de processos aeróbios como pós-tratamento ao processo anaeróbio do reator UASB, o que resultou importantes recomendações para projeto e operação desse conjunto de unidades.

Para Além Sobrinho & Jordão (2001), uma grande tendência na utilização de reatores UASB seguidos de sistemas biológicos aeróbios para a remoção de matéria orgânica tem sido observada no Brasil. Adicionalmente ao polimento final quanto à remoção de carbono, os sistemas aeróbios podem contribuir para a remoção de nitrogênio, através de nitrificação do efluente final.

Quando se compara uma ETE dotada de tratamento aeróbio do tipo lodos ativados, sendo o lodo primário e secundário enviados à adensadores e digestores anaeróbios, as configurações de ETE, representadas no Brasil principalmente por reatores UASB seguidos de tratamento aeróbio, apresentam uma série de vantagens econômicas e operacionais (Quadro 1). Tais vantagens foram grandes incentivadoras da disseminação da tecnologia compacta pelo país.

Quadro 1: Vantagens da tecnologia UASB-aeróbio no tratamento de esgotos (Adaptado de Chernicharo, 2007)

OPERACIONAIS	ECONÔMICAS
Reatores UASB exercem o papel de digestão dos lodos aeróbios gerados no tratamento, eliminando-se assim a necessidade de decantadores primários, adensadores de lodo e digestores anaeróbios.	<ul style="list-style-type: none"> • Redução de 20%, em média, no custo de implantação de ETE UASB seguido de tratamento aeróbio, em comparação com ETE convencional;
O volume da etapa aeróbia pode ser reduzido, devido à remoção da DBO no reator UASB ser consideravelmente maior, se comparada aos decantadores primários.	<ul style="list-style-type: none"> • Redução do custo operacional, pela simplicidade e menor consumo de energia;
Em se tratando do uso de sistema de lodos ativados, o consumo de energia pode cair de 45% a 70% (dependendo da existência de nitrificação).	<ul style="list-style-type: none"> • Redução, em algumas configurações, da área construída.

Dentre as muitas associações de reatores UASB seguido de tratamento aeróbio, um dos mais utilizados é o filtro biológico aerado submerso (FBAS). Segundo Gonçalves (2005), o reator FBAS é constituído de um tanque preenchido com material suporte por onde efluente e ar passam em fluxo permanente. O material suporte é mantido sob imersão total pelo fluxo hidráulico, na maioria dos processos existentes, caracterizando assim um reator trifásico (Figura 3). A fase sólida é constituída pelo material ou meio suporte, onde há a adesão da biomassa; a fase líquida caracteriza-se pelo efluente em fluxo permanente através do meio suporte e a fase gasosa é formada pela aeração artificial fornecida ao reator (em menor escala consideram-se também os sub-produtos do metabolismo microbiano).

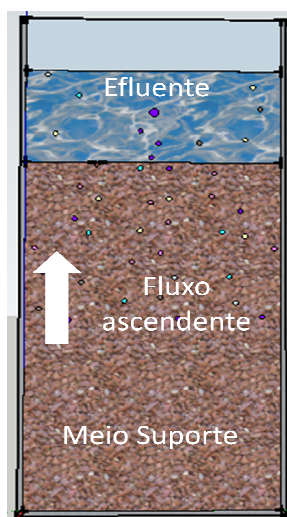


Figura 3: Desenho esquemático do reator FBAS

O FBAS agrega características de um filtro biológico, por possuir meio suporte para desenvolvimento de biomassa, e de um reator de lodo ativado, por necessitar de aeração proveniente de sopradores ou compressores (CAMPOS, 1999). O material suporte utilizado é geralmente sintético (poliestireno, polipropileno, PVC, etc.) com alta superfície específica e porosidade, fatores esses que influenciam diretamente a adesão da biomassa. Pode ser operado em fluxo hidráulico de efluente ascendente ou

descendente, em corrente ou contra-corrente com o fornecimento de ar. Quando este tipo de reator aeróbio for seguido de decantador secundário, a lavagem periódica do meio filtrante para remoção de excesso de biomassa acumulada torna-se desnecessária.

Filtros biológicos são capazes de alcançar diferentes objetivos quanto à qualidade dos efluentes, como oxidação de matéria orgânica, nitrificação secundária ou terciária, desnitrificação e remoção físico-química de fósforo. Nestes reatores, os microrganismos são imobilizados em pequenos suportes, formando biofilmes, favorecendo maior área superficial por unidade de volume, resultando em elevada retenção de biomassa em seu interior e pequena produção de lodo excedente. A coexistência entre condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias é uma importante característica dos sistemas com biofilmes, possibilitando a remoção de nutrientes, principalmente o nitrogênio, através do processo de nitrificação.

Estudos em escala piloto já demonstraram a eficiência da associação UASB+FBAS na remoção de sólidos suspensos, DBO_5 e DQO (GONÇALVES *et al.*, 1998). Compacidade, baixo consumo de energia, simplicidade operacional e redução na produção de lodo são algumas das vantagens que fizeram com que este tipo de *design* fosse difundido no Brasil. Entretanto, para atingir os padrões de lançamento de efluentes ditados pela resolução CONAMA 357/2005, o tratamento terciário, ou avançado, é imprescindível.

O tratamento avançado de esgotos tem recebido a atenção de muitos pesquisadores, principalmente no que concerne à remoção de nutrientes (GASPAR, 2003; SANTOS NETO, 2004; DELAZARE, 2004; CAMPOS, 2006). A opção de adequação do efluente proveniente do tratamento avançado para o reúso urbano não-potável também vem sendo considerada e estudada (ALHUMOUD *et al.*, 2003; TOSETTO, 2005), o que torna o desenvolvimento de adaptações economicamente viáveis uma meta a ser cumprida em estações de tratamento de esgotos sanitários já implantadas.

3.2 Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios

Apesar das grandes vantagens advindas da utilização da tecnologia anaeróbia de tratamento de águas residuárias, estes reatores raramente produzem efluentes que se enquadram em padrões de lançamento estabelecidos por legislações específicas. Sendo assim, os efluentes provenientes de reatores anaeróbios usualmente necessitam de etapas de pós-tratamento para adequar os mesmos aos padrões de lançamento vigentes, e ainda como medida de prevenção de corpos receptores (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005).

A principal meta do pós-tratamento é completar a remoção de matéria orgânica, assim como a remoção de constituintes pouco afetados pelo tratamento anaeróbio, como nutrientes (N e P) e organismos patogênicos (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005). Experiências em escala plena e piloto no âmbito PROSAB ajudaram a alavancar estas modalidades de tratamento de esgotos sanitários no Brasil. O quadro 2 apresenta um resumo das configurações mais comuns para o pós-tratamento de efluentes anaeróbios.

Quadro 2: Principais características das opções mecanizadas e não-mecanizadas para pós-tratamento aeróbio de reatores UASB

OPERAÇÃO	PROCESSO	VARIANTES DE PROCESSO	CARACTERÍSTICAS PRINCIPAIS	REMOÇÃO		
				Matéria Carbonácea	Nutrientes	Patógenos
Não-mecanizadas	Sistemas de aplicação no solo	Vala de infiltração (VI); Sumidouros; Vala de filtração (VF); Filtro de areia (Far); Wetlands; Irrigação; Escoamento superficial (ES); Infiltração rápida (IR).	Solo utilizado como meio filtrante, associado a vegetação e microorganismos; Demanda por área pequena (para baixas vazões); Necessidade de tratamento prévio (VF, Far e Wetlands) Uso simplificado, fácil operação e baixo custo.	Elevada	Elevada para P; variável para N (dependente de fatores hidráulicos e ambientais)	Elevada
	Lagoa de Polimento		TDH reduzido; Demanda por área considerável; Acumulação lenta de lodo; Sem problemas de odor; Possibilita setorização e proximidade da população.	Elevada	Elevada para NH ₃ e PO ₄ ³⁻ (necessidade de condições favoráveis de pH).	Elevada
Mecanizadas	Reatores com Biofilme	Filtros percoladores (FP); Biodiscos; Filtros biológicos aerados submersos (FBAS); Leito fluidizado (LF); Filtros anaeróbios (FA).	TDH baixo; Demanda por área pequena; Sem problemas de odor (exceto FA); Necessidade de decantador secundário (exceto FA); Aeração artificial ou natural (biodiscos e FP); Biomassa fixa ou suspensa.	Elevada	Nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de P (quando operado em batelada).	Inexistente
	Lodos Ativados	Convencional; Aeração extendida; Bateladas seqüenciais;	TDH elevado; Demanda por área elevada; Sem problemas de odor; Aeração artificial; Biomassa suspensa.	Elevada	Nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de P (quando operado em batelada).	Inexistente
	Sistemas de Flotação	Ar dissolvido; Ar disperso; Eletroflotação	TDH reduzido; Demanda por área pequena; Formação de bolhas por compressão, agitação ou eletrólise; Necessidade de adição de coagulantes	Elevada	Elevada para P (precipitação química); mediana para N.	Elevada

Fonte: Chernicharo, (2001).

A situação ideal nos sistemas de tratamento de esgotos seria a completa remoção de patógenos, alta remoção de DQO com recuperação da energia e compostos de interesse, como nitrogênio, fósforo e enxofre (FORESTI *et al.*, 2006). Os sistemas de tratamento de águas residuárias capazes de gerar efluente tratado que possam ser reutilizados, como os reatores anaeróbios seguidos de reatores aeróbios, são tecnologias já consagradas, sendo a remoção da matéria orgânica e de sólidos suspensos totais realizada com eficiência. Entretanto, sabe-se que processos biológicos, tanto aeróbios quanto anaeróbios, são inefetivos na remoção apropriada de patógenos, exceto em lagoas de estabilização, e nutrientes (VON SPERLING, 1996). Sendo assim, a associação de reatores anaeróbios e aeróbios necessita ser combinada a outras tecnologias, a fim de promover a correta adequação dos efluentes.

3.3 Fósforo no ambiente

Grandes quantidades de fosfato presentes no esgoto são uma das principais causas da eutrofização, que afeta negativamente muitos corpos d'água naturais, tanto doces quanto marinhos (DE-BASHAN, 2004). O fósforo é encontrado em meio aquático na forma de ortofosfatos, polifosfatos e fósforo orgânico, sendo suas concentrações nos esgotos urbanos bastante variadas, e influenciadas pela presença de despejos industriais e cargas não pontuais. Nos esgotos domésticos, Sawyer *et al.* (1994) estimam uma concentração de fósforo de 2 a 3 mg/L para formas inorgânicas e de 0,5 a 1 mg/L para as formas orgânicas; o mesmo autor adota uma contribuição diária de 1,5g de fósforo por habitante.

Recomendações definitivas sobre remoção de fósforo em ETE são difíceis de serem feitas, pois o comportamento de cada corpo receptor frente ao processo de eutrofização não é uniforme. Apesar disso, no Brasil, duas medidas legais estão em vigor com a finalidade de reduzir o lançamento de fósforo em corpos d'água (SANTOS, 2006). A primeira é a Resolução CONAMA N°357, de 17 de março de 2005, que no caso do fósforo, passou a estabelecer padrões de qualidade considerando a classe do corpo receptor e a velocidade da água do mesmo. A segunda medida legal estabelecida foi a Resolução CONAMA N°359, de 29 de abril de 2005, que estabelece limites para a utilização de fósforo na formulação de detergentes em pó para uso no mercado nacional, sejam de fabricação nacional ou importados. Através desta última foram estabelecidos limites de concentração máxima de fósforo por produto e da média ponderada de P por grupo de fabricante/importador (SANTOS, 2006).

3.4 Remoção de Fósforo

Nos últimos anos, muitas tecnologias de remoção de nutrientes vêm sendo implementadas para uma melhoria na operação das estações de tratamento, de forma a possibilitar a ocorrência de remoção, pois em corpos receptores sensíveis, tais como lagos, represas e estuários, que estão sujeitos a problemas de poluição, como a eutrofização, a remoção biológica e química de nutrientes assume grande importância. Assim, novas tecnologias devem objetivar não somente a remoção de matéria orgânica, mas também a remoção de nitrogênio e fósforo (Delazare, 2004).

As técnicas convencionais de remoção de P, tais como a decantação primária associada a lodos ativados ou filtros biológicos, não são suficientes para assegurar baixas concentrações de P no efluente tratado. Em casos de severas restrições de lançamento aos teores de P, a precipitação físico-química (defosfatação), permanece sendo a melhor opção.

3.4.1 Princípios da Remoção Biológica de Fósforo (EBPA)

A remoção biológica de fósforo é um processo de tratamento de águas residuárias baseada no enriquecimento seletivo de bactérias acumuladoras de poli-fosfatos inorgânicos (PAB), que incorporam o fosfato na biomassa celular. Este é subsequentemente removido do processo no lodo biológico excedente. O processo de remoção biológica de fósforo envolve um metabolismo microbiano cíclico por meio de diferentes biopolímeros de acumulação microbiana, como poli-fosfatos, PHA e glicogen (BASHAN *et al.*, 2004). Dentre os vários gêneros de bactérias envolvidas no processo, o gênero mais representativo é o das bactérias *Acinetobacter*.

O metabolismo cíclico é induzido por microrganismos através da alternância das condições anaeróbia/aeróbia. A incubação anaeróbia é inicialmente rica em substratos carbonáceos rapidamente biodegradáveis, sem a presença de receptores de elétrons (O_2 e NO^3). Já a incubação aeróbia é pobre em carbono com a presença de receptores de elétrons (GONÇALVES, 1993).

O processo ocorre da seguinte maneira: durante o período anaeróbio os microrganismos presentes no lodo, liberam ortofosfato solúvel, como uma única possibilidade de obter energia para o consumo da matéria orgânica e fontes de carbono, acumulando biopolímeros (principalmente PHA e glicogen). A fonte de energia para esses processos é derivada principalmente de poli-fosfatos (BASHAN *et al.*, 2004). A energia é fornecida pela hidrólise das moléculas poli-P, sendo utilizada na síntese de reservas intracelulares de poli-hidroxibutiratos (PHB) a partir de substratos carbonáceos simples, tais como, os ácidos voláteis graxos de curta cadeia carbonácea - AGV. Para formação de PHB, o acetato e o propinato (que se constitui quase que exclusivamente nos substratos carbonáceos utilizados na formação do PHB), em solução sob a forma aniônica, são transportados através da célula citoplasmática como moléculas neutras. A neutralização ocorre mediante reação com um próton H^+ , produzido pela hidrólise dos poli-P e que reduz o pH intracelular que o organismo tende a manter constante. A hidrólise dos poli-P gera uma liberação de cátions K^+ , Mg^+ e Ca^+ , e de ânions $H_2PO_4^-$ (GONÇALVES, 1993).

Quando as condições do bioreator mudam para aeróbias, as reservas intracelulares de PHB e certa quantidade de substrato carbonáceo extracelulares são oxidados via o ciclo de Krebs. Tanto o O_2 como o NH_3 podem servir como aceptores de elétrons no processo, que tem como produto final ATP, CO_2 e NADH. A energia então produzida é utilizada no catabolismo e anabolismo celular. Esta energia serve também à produção de ATP e posterior recomposição das reservas intracelulares de poli-P (GONÇALVES, 1993). A re-incorporação do ortofosfato em novo polifosfato microbiano, consome mais do que a quantia originalmente liberada (durante o processo anaeróbio),

ocorrendo assim, uma eliminação de até 100% do ortofosfato do efluente (luxury uptake). A Figura 4 é uma representação esquemática do comportamento das bactérias acumuladoras de fosfato (PAB), durante a alternância A/O.

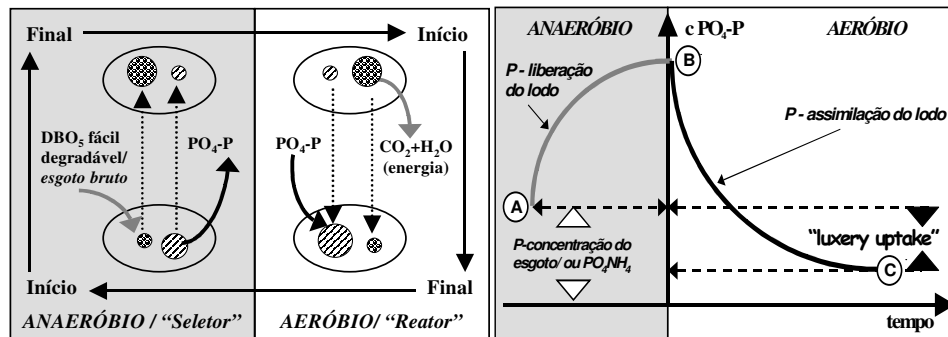


Figura 4: Representação esquemática do comportamento das PAB na alternância A/O. (Fonte: Costa et al., 2007)

Estes mecanismos conferem as bactérias Bio-P vantagens na competição pelo substrato carbonáceo ao longo do ciclo A/O. Sua presença pode ser avaliada indiretamente através do teor de fósforo em lodos biológicos, que atinge valores de 1,5 a 2% (Pt / SST) em lodos de ETEs convencionais e maiores que 3% em lodos de ETEs defosfatantes (TÉTREALUT et al., 1986 apud GONÇALVES, 1993).

Para que o processo de remoção biológica de fósforo seja bem sucedido, a interação entre diferentes biopolímeros microbianos intracelulares e, a adsorção de ortofosfatos de uma água residuária é de essencial importância.

Recentes estudos reportam que os processos de remoção biológica de fósforo com reatores operando com fases anaeróbia/anóxica/aeróbia, exibem alto desempenho na remoção da matéria orgânica, nitrogênio e fósforo. Chung e Ouyang (2000), por exemplo, obtiveram eficiência de 96,7% (matéria orgânica), 70% (nitrogênio total) e 100% (fósforo total). A remoção biológica de fósforo foi completa em dois sistemas diferentes: um reator em batelada seqüencial (RBS) anaeróbio/anóxico e em reator em batelada seqüencial (RBS) anaeróbio/aeróbio. Costa et al. (2007), trabalharam com reator híbrido em bateladas seqüenciais (RHBS) com 3 ciclos diários de 8 horas cada, cada ciclo com as seguintes fases (enchimento, anóxico, aeróbio, sedimentação e retirada) obtiveram eficiências de remoção de 86% (matéria orgânica), 73% (nitrificação/desnitrificação) e 80% (fosfato).

Alguns parâmetros ambientais desempenham um importante papel no crescimento de organismos acumuladores de fósforo (PAOs) em águas residuárias, resultando numa melhor eficiência de remoção biológica de fósforo. Entre eles, podemos citar, pH, temperatura, DQO, fósforo, magnésio, cálcio e potássio, tempo de detenção celular e aeração excessiva.

3.4.2 Remoção Físico-Química de Fósforo

Os processos físico-químicos de polimento para tratamento de efluentes iniciaram-se em 1870, na Inglaterra. Foram muito utilizados nos EUA entre os anos de 1890 e 1900,

sendo abandonados em função da utilização do tratamento biológico (METCALF & EDDY, 1995 apud FERRARI, 2004). Entre as décadas de 1960 e 1970 a capacidade dos sais de alumínio e ferro em precipitar fósforo ganhou atenção, impulsionada pela meta de redução da em corpos d'água receptores. Atualmente a precipitação com sais de alumínio e fósforo é o método mais comum de remoção de fósforo (Ø DEGAARD *et al.*, 1990).

Os processos químicos, aplicados em tratamento de efluentes, são utilizados principalmente para desinfecção, precipitação do fósforo e coagulação de partículas de matéria orgânica presentes nos vários estágios do tratamento (TCHOBANOGLIOUS, 2003). A precipitação química promove um efluente clarificado praticamente livre de matéria orgânica em suspensão ou em estado coloidal (FERRARI, 2004). A tabela 1 compara eficiências médias de remoção de matéria orgânica com aplicação de precipitação química em comparação com método físico.

Tabela 1: Eficiências médias de remoção (Adaptado de Tchobanoglous, 2003)

Matéria Orgânica	Eficiências	
	Precipitação Química	Decantação
Matéria em suspensão	80 – 90%	50 – 70%
DBO ₅	50 – 80%	25 – 45%
DQO	30 – 60%	
Bactérias	80 – 90%	25 – 75%

As impurezas contidas em águas residuárias variam de centímetros a Angstroms. Partículas de menores dimensões (0,01um a 1um) são denominadas colóides, permanecendo longos períodos em suspensão. Para remoção desses colóides é prática comum a adição de coagulantes, que promovam a desestabilização dos mesmos. Muitos são os coagulantes utilizados em tratamento de água e efluente, sendo os mais comuns compostos de sais de alumínio e ferro. A Tabela 2 apresenta alguns coagulantes e suas propriedades.

Tabela 2: Propriedades de coagulantes (Adaptado de Tchobanoglous, 2003)

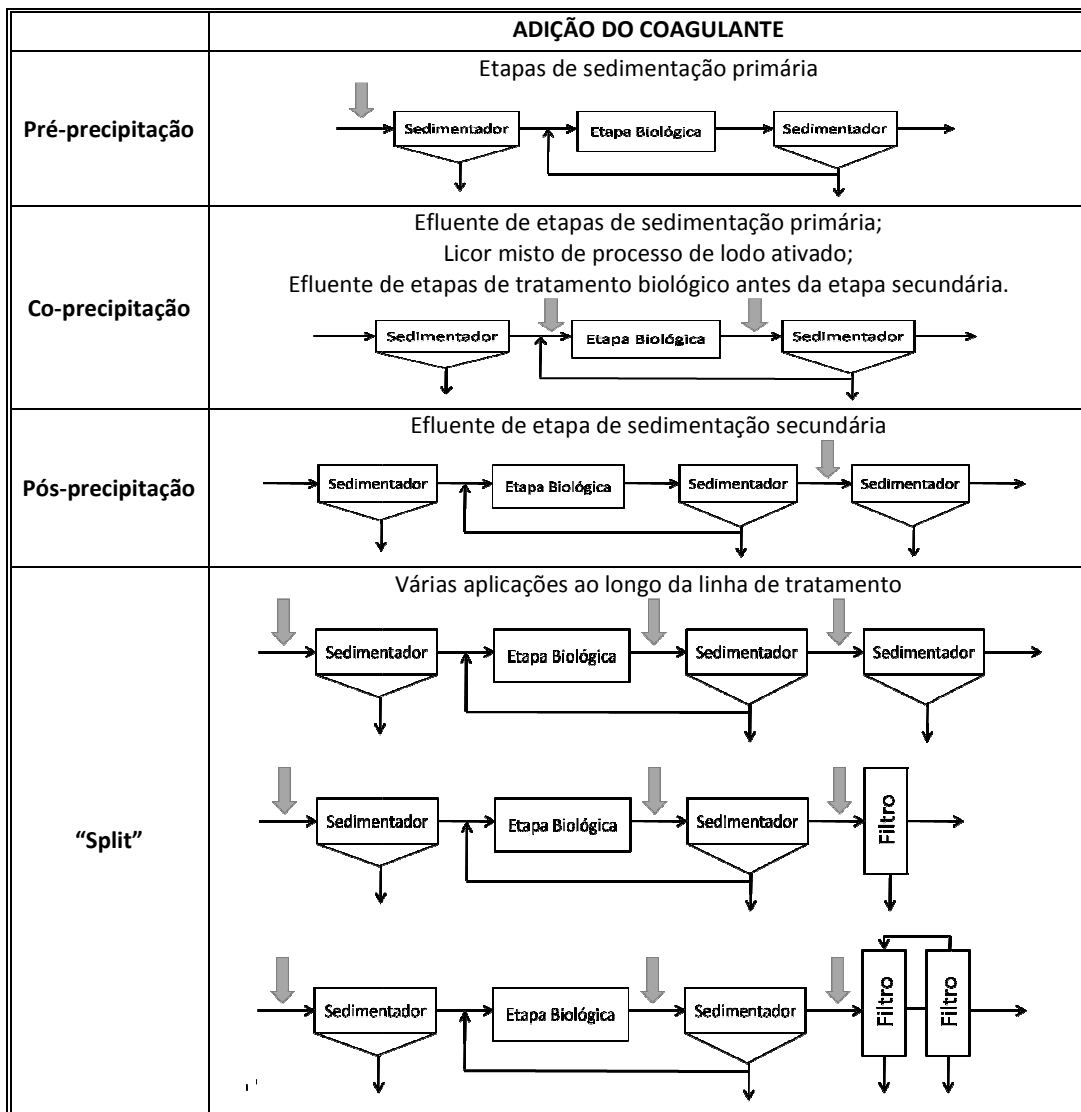
Coagulante	Fórmula	Peso (g/mol)	Faixa de pH
Sulfato de Alumínio	Al ₂ (SO ₄) ₃ · 18 H ₂ O	666,5	5,0 – 8,0
Sulfato Férrico	Fe ₂ (SO ₄) ₃	399,9	5,0 – 11,0
Sulfato Ferroso	FeSO ₄ · 7 H ₂ O	278	8,5 – 11,0
Cloreto Férrico	FeCl ₃ · 6 H ₂ O	162,2	5,0 – 11,0
CaI	Ca(OH) ₂ - (CaO)	56,1	
Cloreto de Polialumínio (PAC)	Al _n (OH) _m (Cl ₃) _{n-m}	Polímero de alto peso molecular	5,0 – 10,0

A remoção de fósforo de águas residuárias envolve sua incorporação a partículas presentes no meio líquido, como sólidos, microorganismos ou espécies químicas precipitadas, sendo subsequentemente removido. A precipitação química do fósforo é alcançada através da adição de sais metálicos a base de Al, Fe e Ca, sendo os cátions formados desses metais os responsáveis pela remoção. No processo de tratamento de esgotos sanitários, seja aeróbio ou anaeróbio, a fração orgânica do fósforo e os

polifosfatos de alto peso molecular são hidrolisados, transformando-se em ortofosfatos. Este fenômeno químico tem importância significativa quando se considera a remoção de fósforo por precipitação química. Assim sendo, de acordo com o estágio do processo de tratamento de esgotos, as espécies fosforadas serão encontradas na forma de polifosfatos, ortofosfatos e fósforo orgânico, em sua maioria na forma solúvel (MARGUTHI *et al.*, 2009).

A adição de coagulantes ao sistema de tratamento de efluentes pode acontecer em vários pontos, de diferentes maneiras. Três condições principais de aplicação de coagulantes para remoção de fósforo dos efluentes são consideradas: Precipitação primária ou pré-precipitação; Precipitação simultânea ou co-precipitação e Precipitação terciária ou pós-precipitação. Há ainda a possibilidade de múltiplas adições de coagulante, conhecido como “Split” (Quadro 3).

Quadro 3: Opções de aplicação de coagulantes químicos em sistemas de tratamento de esgotos (Adaptado de Tchobanoglous, 2003)



Para Marguthi *et al.* (2009), a grande vantagem da adoção de processos físico-químicos de remoção de fósforo em relação aos processos biológicos reside em sua grande flexibilidade, sendo facilmente adaptados em sistemas de tratamento existentes ou projetados. Já as desvantagens residem principalmente no aumento de salinidade e produção de lodo, em comparação com sistemas convencionais de tratamento de esgotos sanitários. Dependendo da condição de aplicação do coagulante, efeitos inibitórios nos processos biológicos, como redução de pH e alcalinidade podem ser verificados, além da necessidade de implantação de novas unidades operacionais (mistura rápida e floculação) (SANTOS, 2006).

3.4.2.1 Precipitação com sais de ferro

A precipitação de fosfatos com coagulantes a base de sais de ferro é regida por uma equação química básica, onde o íon Fe^{3+} reage com a forma de fosfato, resultando em um sal insolúvel de fosfato férrico. A equação pode ser visualizada a seguir:



O comportamento do ferro como coagulante em meio aquoso é relativamente complexo, principalmente quanto a sua termodinâmica. O íon férrico está envolvido em reações de hidrólise e precipitação química de hidróxidos e fosfatos férricos. A Tabela 3 apresenta as principais reações químicas que envolvem o comportamento do íon férrico, e suas respectivas constantes de equilíbrio.

Tabela 3: Reações e constantes de equilíbrio para hidróxidos de ferro

Reações	Constantes de equilíbrio (log K)	
	Tchobanoglous, 2003	Stumm and Morgan, 1970
$\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)} + 3\text{H}^+ \leftrightarrow \text{Fe}^{3+} + 3\text{H}_2\text{O}$	3,2	--
$\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)} + 2\text{H}^+ \leftrightarrow \text{FeOH}^{2+} + 2\text{H}_2\text{O}$	1,0	-2,2
$\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)} + \text{H}^+ \leftrightarrow \text{Fe}(\text{OH})_2^+ + 2\text{H}_2\text{O}$	-2,5	-5,7
$\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)} \leftrightarrow \text{Fe}(\text{OH})_{3(aq)}$	-12	-12
$\text{Fe}(\text{OH})_{3(s)} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{FeOH}_4^- + \text{H}^+$	-18,4	-22

Muitos autores descreveram em seus trabalhos os vários produtos formados quando sais de ferro são adicionados a meios líquidos (STUMM & MORGAN, 1970; SNOEYINK & JENKINS, 1980; LUEDECKE *et al.* 1989; AMIRTHARAJAH & O`MÉLIA, 1990). Fytianos *et al.* (1998), em seu trabalho sobre modelagem da remoção de fósforo apresenta 15 possíveis equilíbrios envolvendo íons férrico e fosfatos e 4 fases sólidas, formando produtos simples e complexos. A Figura 5 sintetiza os mecanismos envolvidos quando sais metálicos a base de ferro são adicionados a águas residuárias.

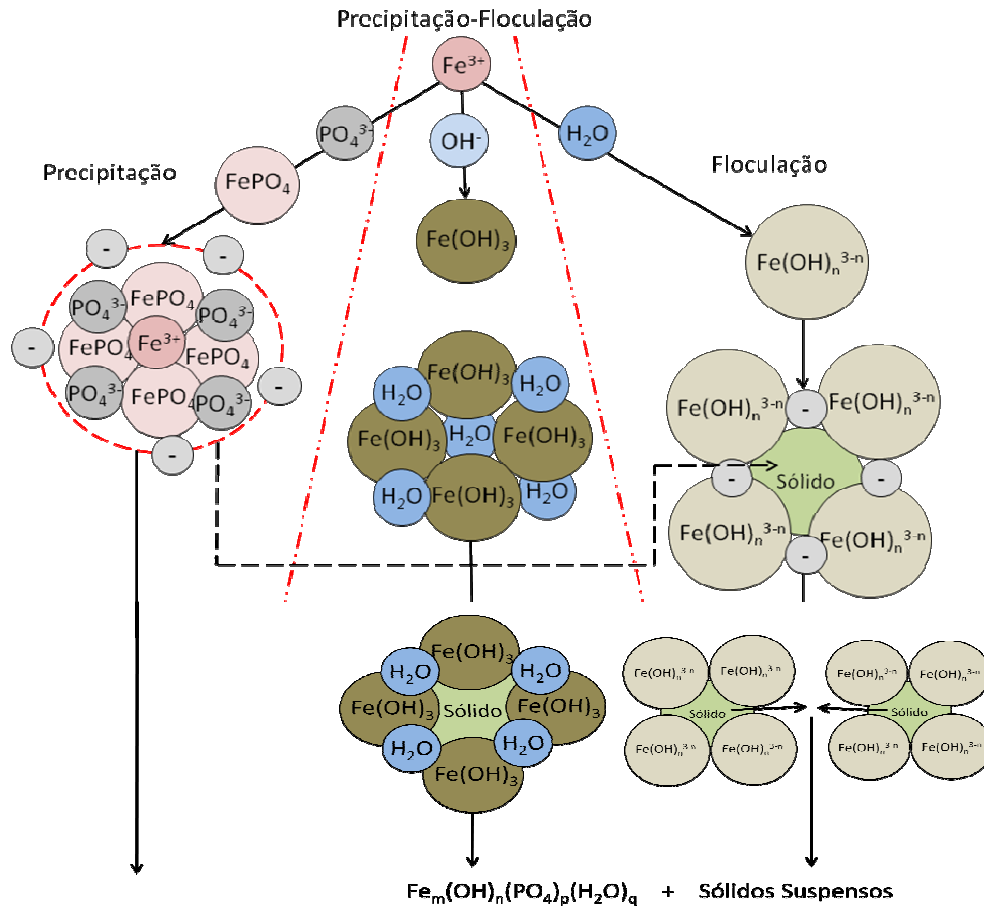


Figura 5: Esquema dos mecanismos envolvidos na adição de sais de ferro a águas residuárias. (Fonte: Hahn apud Ø DEGAARD *et al*, 1990)

A relação molar Fe:P estequiométrica para o precipitado de fósforo formado é 1:1 (equação 1). Por envolver vários equilíbrios e suas respectivas constantes, e sofrer influências diretas da alcalinidade, pH, elementos traço e ligantes encontrados em águas residuárias, esta relação estequiométrica na prática não é observada, sendo a equação um (1) inadequada para estimativa da dosagem necessária à remoção de fósforo. Neste caso, testes em bancada e até mesmo em escala real tem de ser realizados (TCHOBANOGLIOUS, 2003).

A ação de sais de íons metálicos (Fe e Al) pode ser melhor compreendida com o auxílio de diagrama de solubilidade, utilizados como referência (Figura 6). Este, porém, envolvem somente as espécies mononucleares, já que espécies polinucleares são extremamente dependentes da química associada às águas residuárias.

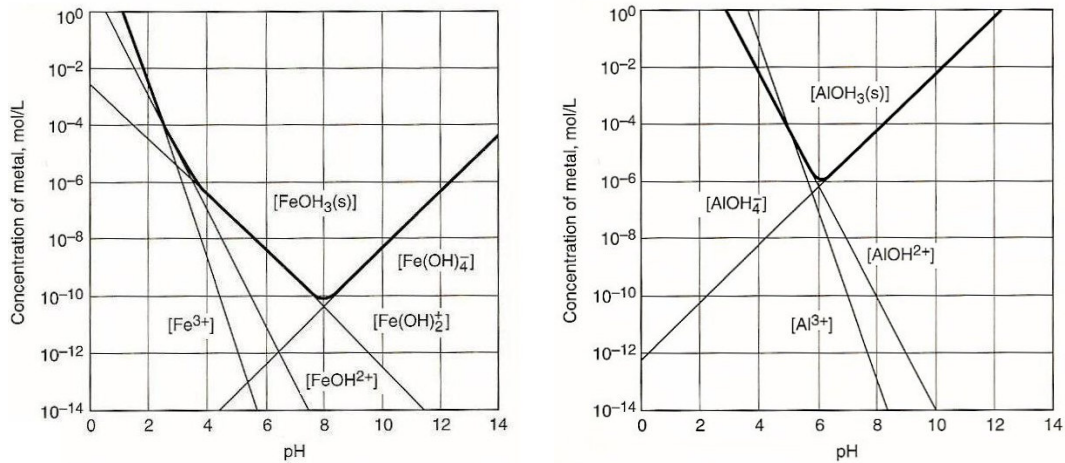


Figura 6: Diagramas de solubilidade para íons Fe³⁺ e Al³⁺ (Fonte: TCHOBANOGLIOUS ET AL, 2003).

3.4.2.2 Precipitação com sais de alumínio

Quando adicionados a águas residuárias, os sais contendo alumínio precipitam com o fosfato presente, formando fosfato de alumínio (equação 2). Os equilíbrios envolvidos no processo de precipitação do fosfato de alumínio foram objeto de estudo de vários pesquisadores (POPEL, 1969; LECKIE & STUMM, 1970; RECHT & GASSEMI, 1979), sendo unânime a opinião de que a precipitação do fósforo envolve processos simultâneos e sucessivos durante a reação e floculação.



Os principais processos envolvidos após a adição de sais de alumínio à água residuária estão esquematizados na Figura 7. O Al(OH)₃ pode precipitar em solução ou sob a superfície de partículas carregadas negativamente, formando os núcleos dos colóides. As moléculas de hidróxido em solução sofrem adsorção de ânions presentes no meio líquido, como fosfatos, sulfatos, ácidos orgânicos de cadeias curtas entre outros.

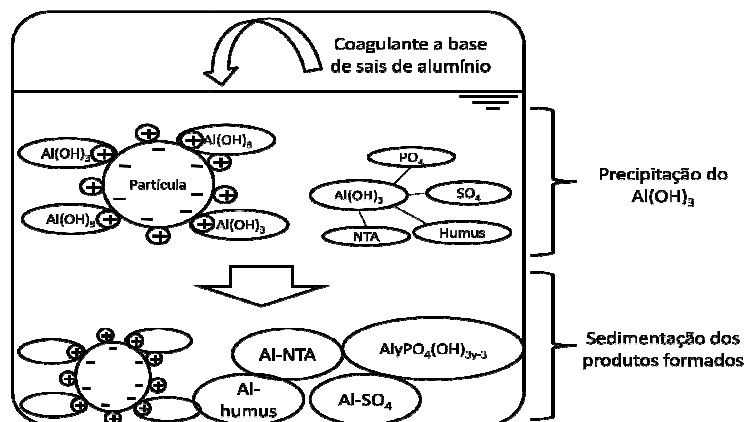


Figura 7: Esquema dos mecanismos envolvidos na adição de sais de alumínio a águas residuárias (Fonte: Adaptado de Fettig et al.; 1990).

Para Fettig *et al.*; (1990), a precipitação do fosfato de alumínio envolve três etapas principais: precipitação do $\text{Al}(\text{OH})_3$, adsorção de ânions PO_4^{3-} à superfície do hidróxido e precipitação do complexo formado ($\text{Al}_y\text{PO}_4(\text{OH})_{3y-3}$). A formação de outros complexos dependerá principalmente da dose empregada do coagulante e do pH do meio.

*** Fatores que afetam a remoção química do fósforo**

Em resumo, o íon metálico presente no produto químico com ação coagulante reage com o PO_4^{3-} presente no despejo, formando um precipitado. Essa reação pode ser influenciada por diversos fatores, já que as águas residuárias são misturas extremamente complexas. Dois grupos principais podem ser identificados: fatores que afetam diretamente a remoção de fósforo e fatores que afetam os mecanismos envolvidos na precipitação de partículas. Embora pareçam compartilhar do mesmo objetivo, existem diferenças primordiais entre esses dois grupos de fatores.

Para Fytianos *et al.*, (1998), os principais parâmetros que afetam a remoção de fosfatos são a dosagem do coagulante, pH final e a concentração inicial de fósforo. Tchobanoglous (2003) identificam, além destes, outros fatores como concentração de SST, alcalinidade, custos do produto químico, gerenciamento do lodo gerado, métodos de disposição e compatibilidade do produto químico com outras etapas do tratamento.

No que tange aos mecanismos envolvidos na precipitação, todas as etapas de uma unidade clássica de coagulação/floculação representam possíveis pontos de preocupação. A duração e intensidade da mistura rápida, aliado ao *design* das unidades, foram parâmetros amplamente discutidos em pesquisas básicas sobre o tema (HUDSON & WOLFNER, 1967; VRALE & JORDEN, 1971; KAWAMURA, 1976; Camp, 1968; LETTERMAN *et al.*, 1973), resultando em recomendações conflitantes, principalmente quanto à duração da etapa. Pesquisas recentes foram desenvolvidas com foco na otimização da mistura rápida (ROSSINI *et al.*, 1998; KAN, 2002; NEUPANE *et al.*, 2008), sendo esta considerada essencial para o desenvolvimento da reação de coagulação.

Observou-se, no decorrer de décadas de estudos, que o gradiente de velocidade escolhido para o processo de coagulação é um fator relevante. Este influencia diretamente o tipo de mecanismo de desestabilização da carga superficial da partícula, resultando assim na preferência de formação de um precipitado por outro. Amirtharaj e colaboradores desenvolveram trabalhos pioneiros nos quais concluem que o gradiente de velocidade, imposto principalmente na etapa de mistura rápida afeta diretamente o mecanismo de desestabilização da partícula. O gradiente ainda pode ser decisivo para a permanência da partícula coagulada como floco passível de sedimentação, já que altos gradientes de velocidade são capazes de quebrar os flocos formados.

3.5 Fundamentos da química associada à remoção de partículas

3.5.1 Coagulação e Floculação

A coagulação e floculação tem por finalidade transformar as impurezas que se encontram em suspensão, estado coloidal ou em solução em partículas maiores, para remoção por sedimentação, filtração ou flotação. (CAMPOS & POVINELLI, 1976). Coagulação é o processo pelo qual ocorre a desestabilização de partículas coloidais, fazendo com que essas cresçam e adquiram peso suficiente para que sua remoção possa ocorrer. Segundo Letterman *et al* (1999) o processo de coagulação incrementa a tendência de pequenas partículas em suspensões aquosas a unirem-se umas as outras.

O processo de coagulação é complexo, envolvendo muitas reações e transferências de massa. Geralmente é dividido em três etapas básicas: formação do coagulante, desestabilização da partícula e colisão interpartículas. Os dois primeiros ocorrem durante e imediatamente após a dispersão do coagulante químico, através da mistura rápida. A colisão interpartículas, que resulta na formação do floco, inicia-se na mistura rápida, mas ocorre predominantemente na etapa de floculação (LETTERMAN *et al*, 1999). A espécie coagulante ativa formada imediatamente após a adição do coagulante promove a desestabilização e o contato dos colóides em suspensão (KAN, 2002).

O propósito da floculação é a formação de agregados ou flocos de partículas finamente divididas provenientes do processo de coagulação. Estas podem ser eficientemente removidas em processos de separação subseqüentes, como a sedimentação, flotação e filtração (LETTERMAN *et al*, 1999). Existem dois tipos de floculação: a microfloculação ou floculação pericinética e a macrofloculação ou floculação ortocinética. A microfloculação é regida pelo movimento browniano intrínseco do fluido, sendo significativa para partículas na faixa de 0,001 a 1 μ m. Já a macrofloculação abrange partículas maiores que 1 μ m através da indução de um gradiente de velocidade e differential settling (TCHOBANOGLIOUS, 2003).

A coagulação e floculação podem ser verificadas em escala de bancada através da realização de ensaios “Jar-test”, que são utilizados para determinação da dosagem ótima de aplicação de coagulantes em águas. Para simular as três etapas principais do processo de remoção de partículas (coagulação-floculação-sedimentação), utiliza-se o aparelho Jar-test (LIBÂNIO *et al*, ???), constituído de 6 jarros, que fornece gradiente de velocidade entre 10 a 2000s⁻¹ (DI BERNARDO *et al*, 2002). Baseado no diagrama de coagulação do produto a ser testado como coagulante e no mecanismo de coagulação, obtêm-se o gradiente de velocidade e tempo necessário para a mistura rápida, mistura lenta e sedimentação.

Em estudo desenvolvido por Ebeling *et al* (2003), avaliando remoção de sólidos suspensos e fósforo em efluente de recirculação para aquicultura, 2L de amostra foram ensaiados a 1 minuto de mistura rápida a 150 rpm, 20 minutos de mistura lenta a 20 rpm e 30 minutos de sedimentação. A eficiência de remoção de ortofosfato

utilizando sal de alumínio e cloreto férrico chegou a 89 e 93% respectivamente, com dosagem de 90mg/L e concentração final chegando a 0,3mg/L-P.

Alternativamente, Wang *et al.* (2005) em seu estudo de otimização de remoção de fósforo de efluentes secundários utilizou um protocolo de ensaio compreendendo 400mL de amostra a 1 minuto de mistura rápida a 200 rpm, 30 minutos de mistura lenta a 30 rpm e 30 minutos de sedimentação. A remoção de ortofosfato foi maior que a de fósforo total. A eficiência de remoção máxima de fósforo total obtida para sulfato férrico, sulfato de alumínio e cloreto de polialumínio foi de 87,3, 95,6 e 94% respectivamente, sendo o residual de fósforo 0,35, 0,12 e 0,16mg/L-P, respectivamente.

3.5.2 Sistemas Coloidais

Um sistema coloidal é aquele no qual as partículas se encontram em estado finamente dividido e dispersas em um meio contínuo (SANTOS, 2006). Por apresentarem grande superfície de contato, produzem tensões e/ou não saturação, resultando em grande adsorção superficial.

As partículas coloidais são definidas por seu tamanho, que varia de 10^{-6} a 10^{-3} mm, o que torna difícil sua distinção de outros tipos de partículas em solução e/ou suspensão. São classificadas ainda quanto sua afinidade pelo meio líquido, em hidrofílicas e hidrofóbicas. Partículas coloidais hidrofílicas são compostas de grupos polares, solúveis em água, que formam uma película protetora, tornando o colóide muito estável (micelas hidrofílicas). São exemplos de colóides hidrofílicos os sabões, graxas, proteínas e substâncias húmicas. Já as partículas coloidais hidrofóbicas são formadas de compostos e materiais insolúveis em água que possuem propriedades eletrocinéticas, definidas como potencial zeta. Argilas e alguns íons metálicos são exemplos clássicos de colóides hidrofóbicos (DI BERNARDO *et al.*, 2002).

3.5.3 Desenvolvimento de carga superficial em colóides (Estabilidade de sistemas coloidais)

Quando uma partícula em suspensão se aproxima de outra, forças surgem tendendo a manter as superfícies afastadas. A força repulsiva é causada pela interação da dupla camada elétrica da superfície da partícula. Em contrapartida, forças contrárias surgem, interagindo com as superfícies, tendendo a uni-las, denominada força atrativa, resultado das interações de van der Waals. Estas duas forças, repulsiva e atrativa, surgem de polarizações elétricas e magnéticas espontâneas, que criam um campo eletromagnético entre as partículas e o espaço entre elas. A teoria da estabilidade de colóides DLVO, desenvolvida por Derjaguin, Landau, Verwey e Overbeek, foi baseada no entendimento das forças repulsiva e atrativa (LETTERMAN *et al.*, 1999). São dois os tipos de estabilização de sistemas coloidais: a estabilização eletrostática e a estabilização estérica.

3.5.3.1 Estabilização eletrostática

A maioria das partículas orgânicas e inorgânicas encontradas na água possui carga superficial, geralmente negativa. São três os processos responsáveis pelo desenvolvimento dessa carga: reações dependentes do pH (doação e recepção de prótons), reações com outros solutos e substituição isomórfica (CAMPOS & POVINELLI, 1976).

Em uma superfície plana carregada negativamente, em contato com um líquido que contenha íons positivos e negativos dissolvidos, um acúmulo de cargas positivas próximo à superfície da fase sólida (camada compacta) será observado. À medida que se distancia da mesma, o número de íons de carga oposta se iguala, formando a camada difusa (Figura 8), que abrange o limite da camada compacta e se estende até o limite externo (CAMPOS & POVINELLI, 1976).

A dupla camada é constituída deste sistema de cargas, superfície de colóides e camadas de sinal contrário. A teoria da dupla camada foi desenvolvida por Gouy e Stern para explicar os comportamentos eletrocinéticos das partículas coloidais.

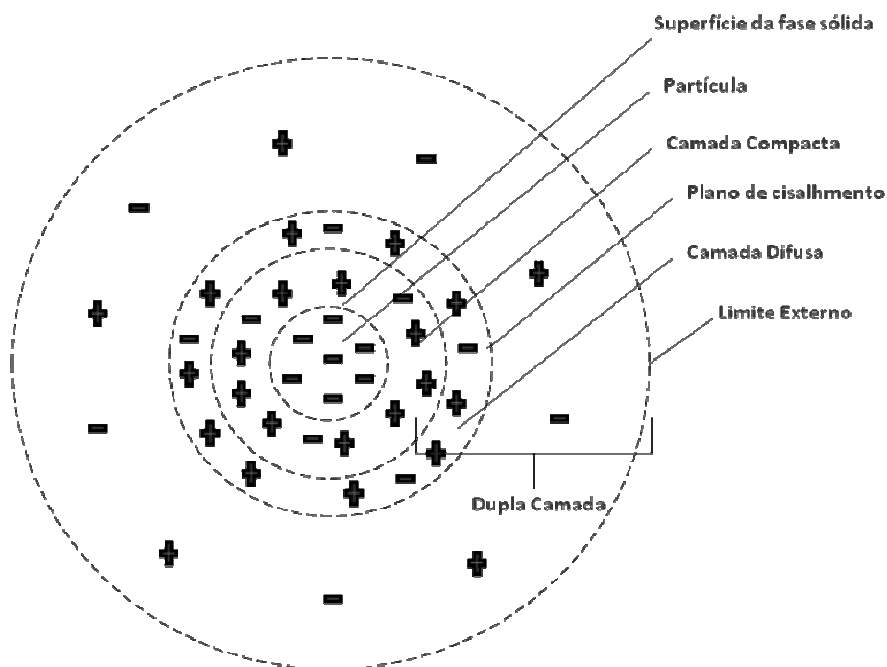


Figura 8: Composição da dupla camada (Fonte: Adaptado de CAMPOS & POVINELLI, 1976)

3.5.3.2 Potencial Zeta

Todas as partículas coloidais dispersas em água, com pH entre 5 e 10, possuem carga negativa devido a adsorção seletiva de íons eletronegativos. Por esse motivo os estudos de coagulação-floculação são baseados em modelos de partículas coloidais negativas.

Aplicando-se um campo elétrico em uma solução que contenha partículas carregadas, estas serão atraídas em direção a um dos eletrodos, arrastando assim uma nuvem de

íons. O potencial na superfície desta nuvem (plano de cisalhamento) é denominado potencial zeta (SANTOS, 2006). Seu valor muda dependendo da composição da solução, principalmente pH e concentração de íons.

De acordo com Johnson e Alexander, o potencial zeta (ζ) é a energia requerida para se trazer uma carga unitária, desde o infinito até o plano de cisalhamento, ou seja, é a medida do potencial elétrico entre a superfície externa da camada compacta que se desenvolve ao redor da partícula e o meio líquido ao qual ela está inserida (Figura 9). O potencial zeta é um valor mensurável que é freqüentemente utilizado para indicar a estabilidade de uma solução coloidal (TCHOBANOGLIOUS, 2003).

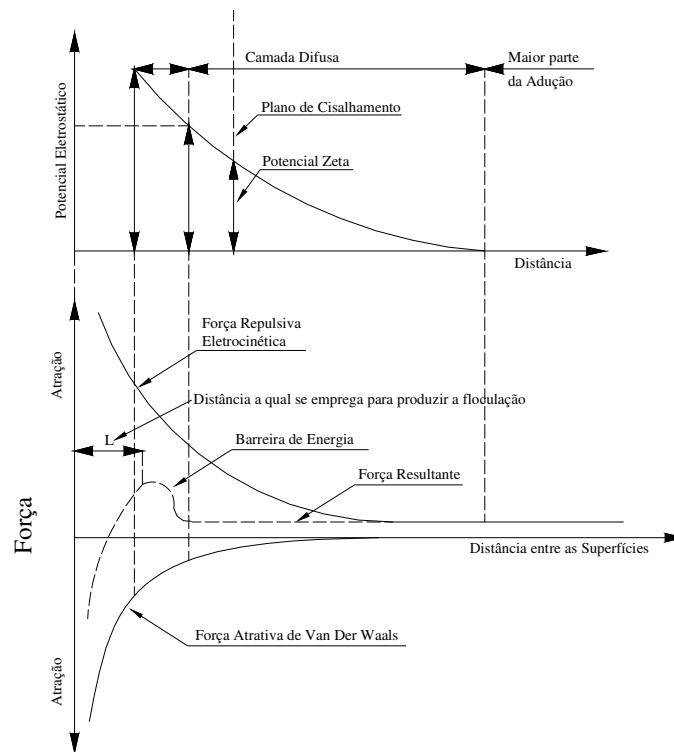


Figura 9: Potencial zeta segundo Johnson e Alexander (Fonte: CAMPOS & POVINELLI, 1976)

3.5.4 Desestabilização de colóides

A estabilidade dos colóides é diretamente dependente de seu potencial zeta. Partículas com valores acima -30mV , negativamente, possuem estabilidade crescente. A partir de valores próximos a -10mV uma tendência à aglomeração pode ser observada, sendo que a redução a potencial zero assegura a desestabilização da partícula.

Em uma suspensão coloidal, quando duas partículas coloidais similares se aproximam, suas camadas difusas interagem e se repelem. Não havendo força atrativa capaz de superar a repulsão, não há agregação (SANTOS, 2006). Segundo Amirtharajah e O'Mélia (1991) são quatro mecanismos responsáveis pela desestabilização de cargas:

(a) compressão da camada difusa, (b) adsorção e neutralização de cargas, (c) adsorção e formação de pontes e (d) varredura.

No mecanismo de compressão da camada difusa, um eletrólito indiferente (sem ação específica sobre as partículas coloidais) é adicionado à dispersão coloidal, atraindo os íons de carga contrária em direção à superfície da partícula, penetrando na camada difusa. Com o aumento da concentração de íons na camada difusa, o efeito de repulsão exercido pela partícula diminui, comprimindo a camada. Quando a compressão da camada é suficiente, forças de van der Waals, inerentes de todos os materiais, promovem a adesão das partículas (O'MÉLIA, 1970 apud SANTOS, 2006). Segundo Di Bernardo (2002), os principais aspectos relacionados ao fenômeno de compressão da camada difusa são: a) a quantidade de eletrólitos necessários para conseguir a coagulação é independente da concentração de colóides no meio; b) a reestabilização de cargas dos colóides não acontece, independentemente da quantidade de eletrólitos aplicada.

Na adsorção e neutralização de cargas, uma espécie química capaz de adsorver na superfície da partícula coloidal provoca a desestabilização da mesma. Isso só acontece quando a carga da espécie química é contrária à carga da superfície do colóide, sendo esta atração resultante de interações do tipo ligação de hidrogênio, reações de coordenação, ligações covalentes e reações de troca iônica (DI BERNARDO, 2002).

O mecanismo de adsorção e neutralização de cargas permite a reestabilização das partículas coloidais quando se aplica uma superdosagem do coagulante, através da reversão de carga superficial. A possibilidade de reversão pode ser explicada devido à intensidade das interações de atração ser muito mais significativa que os efeitos eletrostáticos apresentados pelo mecanismo de compressão da camada difusa.

Entre o mecanismo de compressão de camada difusa e o mecanismo de adsorção-neutralização de cargas, as principais diferenças são: a) as espécies adsorvíveis são capazes de destabilizar os colóides em dosagens muito inferiores as necessárias para compressão da camada difusa; b) a concentração de colóides e a quantidade de espécies desestabilizantes segue relação estequiométrica; c) a dosagem excessiva de espécies adsorvíveis possibilita a reversão de carga superficial das partículas coloidais (DI BERNARDO, 2002).

Quando sais ou hidróxidos metálicos são adicionados como coagulantes em altas concentrações, podem ocasionar rápida precipitação de hidróxidos ou carbonatos metálicos. Em sua formação, estes precipitados capturam as partículas coloidais, caracterizando o mecanismo de coagulação por varredura.

O mecanismo de coagulação por adsorção e formação de pontes é verificado principalmente quando compostos orgânicos de grandes cadeias moleculares são adicionados ao processo de tratamento. Estes compostos, naturais ou sintéticos, apresentam sítios ionizáveis ao longo de suas cadeias moleculares, atuando assim como coagulantes. Polímeros com tais características podem ser catiônicos, aniônicos, não-iônicos ou anfóteros (possuem sítios positivos e negativos), sendo os primeiros

capazes de atuar na neutralização de cargas negativas dos colóides. Já polímeros aniônicos e não-iônicos formam pontes partícula-polímero-partícula.

3.5.5 Desestabilização de partículas com adição de eletrólitos

Para que partículas em suspensão possam agregar e formar flocos susceptíveis à sedimentação, a redução da carga superficial da partícula ou sua supressão precisam ser alcançadas. Dois mecanismos principais regem a desestabilização de partículas através da adição de eletrólitos: adição de íons determinadores de potencial; e a adição de eletrólitos indiferentes.

De acordo com Tchobanoglous (2003), a adição de íons determinadores de potencial para promover a coagulação pode ser ilustrada através da adição de ácidos fortes ou bases fortes; esses reduzem as cargas de óxidos ou hidróxidos de metais a valores próximos a zero, possibilitando a coagulação. A magnitude da coagulação dependerá da concentração de íons determinadores de potencial adicionados. Apesar de não ser diretamente aplicável ao tratamento de águas ou esgoto, a desestabilização pela adição de íons determinadores de potencial pode resultar em interferências significativas na coagulação, principalmente quando correções de pH são aplicadas (SANTOS, 2006).

Quando eletrólitos indiferentes são adicionados a uma suspensão coloidal, um aumento em sua concentração provocará a diminuição no potencial zeta das partículas, resultando em um decréscimo das forças repulsivas. Ao contrário do observado em relação aos íons determinadores de potencial, um acréscimo de concentração de eletrólitos indiferentes não provoca uma reestabilização das partículas coloidais.

3.5.6 Desestabilização de partículas com adição de polieletrólitos

Polieletrólitos são polímeros formados por monômeros naturais, como celulose, amido e algas, ou sintéticos de alto peso molecular. Quando adicionados a água podem assumir cargas positivas ou negativas, sendo denominados polímeros catiônicos e aniônicos; não assumir carga alguma, sendo considerados não-iônicos ou neutros; ou ainda possuir sítios ionizáveis positivos e negativos, caracterizando polímeros anfóteros. Sua ação pode ser dividida em três categorias principais: adsorção e neutralização de cargas, adsorção e formação de pontes poliméricas e uma mistura das duas anteriores.

Polieletrólitos catiônicos agem como coagulantes primários, sendo capazes de diminuir e até mesmo neutralizar as cargas de partículas em águas residuárias, já que estas são normalmente carregadas negativamente (TCHOBANOGLIOUS, 2003). Polímeros catiônicos de alto peso molecular podem ainda neutralizar cargas e formar pontes.

Polímeros aniônicos e não-iônicos formam pontes interpartículas, ligando-se em inúmeros sítios de adsorção na superfície das partículas. A ponte é formada quando

duas ou mais partículas são adsorvidas ao longo do comprimento da molécula polimérica; essa adquire peso suficiente para sedimentação proporcionalmente a quantidade de pontes formada (Figura 10).

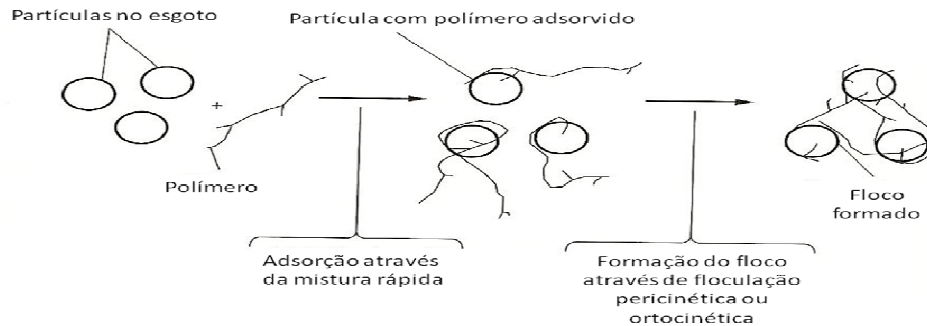


Figura 10: Formação de pontes interpartículas.

3.5.7 Desestabilização de partículas com adição de íons hidrolizados de metais

Íons hidrolizados de sais metálicos resultam em uma desestabilização de partículas cujo processo é bastante complexo. Através dos trabalhos pioneiros de Stumm and Morgan (1962) e Stumm and O'melia (1968), sabe-se que os produtos provenientes da hidrólise de sais metálicos de ferro e alumínio são os principais responsáveis pelos efeitos observados durante a agregação de partículas. No entanto, a química envolvida na formação das reações e produtos de hidrólise ainda não é muito bem entendida (LETTERMAN *et al.*, 1999). A desestabilização das partículas por adição de íons hidrolizados de metais é dividida em três categorias principais: adsorção e neutralização de cargas, adsorção e pontes interpartículas e varredura.

O processo de adsorção e neutralização de cargas envolve a adsorção de espécies hidrolizadas de metais mono e polinucleares em partículas coloidais encontradas no esgoto, sendo que a reversão de cargas pode ocorrer com a superdosagem de sais metálicos. A adsorção e pontes interpartículas também envolve a adsorção de espécies polinucleares em conjunto com espécies poliméricas, que formam pontes polímero-partícula (TCHOBANOGLIOUS, 2003).

Na varredura, altas concentrações dos sais metálicos podem causar rápida precipitação de seus hidróxidos metálicos, que irão capturar as partículas coloidais presentes no meio. Com dosagem de sais metálicos apropriada, grandes quantidades de flocos de hidróxido metálicos serão formadas, sendo que, a medida que sedimentam, serão capazes de varrer o meio contendo partículas coloidais.

* Diagramas de coagulação

A química associada aos processos de coagulação utilizando sais metálicos é complexa, o que resulta em um não esclarecimento teórico da ação e formação dos íons hidrolizados metálicos. Pesquisas pioneiras nesta área (AMIRTHARAJAH E MILLS, 1982; JOHNSON E AMIRTHARAJAH, 1983) quantificaram qualitativamente a aplicação de sais metálicos em função do pH, resultando em diagramas de coagulação para alumínio e

ferro (Figura 11). Embora tenham sido inicialmente desenvolvidos para aplicações em tratamento de água, mostraram-se prontamente aplicáveis para o tratamento de esgotos, com mínimas variações (TCHOBANOGLIOUS, 2003).

Os diagramas de coagulação, quando especificam os mecanismos envolvidos no processo, podem responder sobre as condições iniciais de mistura mais adequadas ao tipo de mecanismo no qual a coagulação será realizada. Para mecanismos de adsorção neutralização, a mistura deve ser rápida e intensa, ou seja, resultar em um gradiente de mistura elevado, pois a formação das espécies hidrolisadas mono e polinucleares processa-se rapidamente (10^{-3} a 10^{-2} s). Já para o mecanismo de varredura, a intensidade da mistura pode ser diminuída, enquanto que o tempo aumentado, devido à formação dos precipitados ocorrerem em alguns segundos.

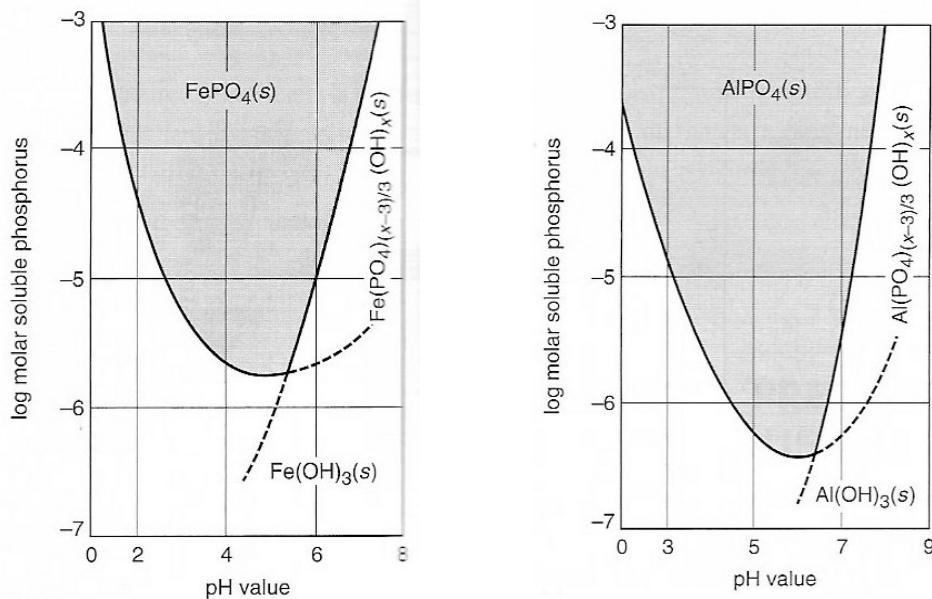


Figura 11: Diagramas de coagulação para sais de Fe e Al. (Concentração de fase sólida em equilíbrio com fase líquida) (Fonte: TCHOBANOGLIOUS, 2003)

3.6 Produção de lodo

A gestão dos resíduos dos sistemas de tratamento de água e esgoto representa de 20 a 60% dos custos operacionais de uma ETA/ETE. Sendo assim, nas estações de tratamento de esgoto urbano, o lodo geralmente é um sub-produto de disposição final problemática. Entre as alternativas para a sua destinação destacam-se: os aterros sanitários, as lagoas de armazenagem e o uso agrícola (WEBER, 1984 *apud* CANZANI *et al.*, 1991).

O tratamento da fase líquida e os processos de estabilização do lodo geram um material com elevado teor de umidade, tornando imperiosa sua desidratação caso haja necessidade de qualquer operação subsequente do tratamento, tendo em vista ainda o transporte do lodo para destinação final. O processo de remoção de umidade deverá ser selecionado em função das características do lodo, do local de destino final, do

aumento do custo do transporte e das características físicas do lodo (FERREIRA E ANDREOLI, 1999).

A adição de sais metálicos ao sistema de tratamento implica em um aumento de massa e volume significativos, decorrentes da formação de precipitados químicos compostos de fósforo, matéria orgânica e sólidos. De acordo com Sedlak (1991), a alternativa de aplicação de químicos escolhida afeta diretamente a produção de lodo. Múltiplos pontos de adição de sais metálicos, conhecido como Split, podem otimizar a dosagem dos produtos e até mesmo reduzir a quantidade de lodo gerado. Adições realizadas em decantadores primários e secundários incrementam a produção total do sistema de tratamento em 60% a 70% e 10% a 25%, respectivamente. A Tabela 4 apresenta um resumo das principais reações requeridas para se determinar a quantidade de lodo quando utilizando alumínio ou ferro para a precipitação de fósforo.

Tabela 4: Resumo das principais reações requeridas para determinar as quantidades de lodo produzidas durante a precipitação de fósforo usando cal, alumínio e fósforo

Reação	Espécie química no lodo
Alumínio:	
1. $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \Leftrightarrow \text{Ca(OH)}_2$	
2. $\text{Al}^{+3} + \text{PO}_4^{-3} \Leftrightarrow \text{AlPO}_4$	AlPO_4
3. $\text{Al}^{+3} + 3\text{OH}^- \Leftrightarrow \text{Al(OH)}_3$	Al(OH)_3
Ferro Fe(III):	
1. $\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \Leftrightarrow \text{Ca(OH)}_2$	
2. $\text{Fe}^{+3} + \text{PO}_4^{-3} \Leftrightarrow \text{FePO}_4$	FePO_4
3. $\text{Fe}^{+3} + 3\text{OH}^- \Leftrightarrow \text{Fe(OH)}_3$	Fe(OH)_3

Fonte: Tchobanoglous, 2003.

Em estações compactas de tratamento de esgotos do tipo UASB seguido de filtro biológico, dois tipos de lodos são gerados: lodo digerido proveniente do reator UASB e lodo biológico proveniente do filtro biológico. Na concepção atual desse tipo de sistema de tratamento (UASB+FB), a recirculação do lodo biológico para adensamento no reator UASB é praticada, restando apenas um ponto de emissão de lodo altamente digerido. Com a adaptação do sistema de tratamento para remoção de fósforo através de precipitação química, o lodo químico gerado acaba sendo retornado ao reator UASB, e subsequentemente descartado.

Lodos provenientes de tratamentos físico-químicos podem sofrer decomposição como lodos de sedimentação primária, porém a uma taxa menor. A adição de coagulantes pode lhe conferir aspecto gelatinoso, devido aos hidratos de alumínio ou ferro formados. Este último, quando adicionado ao processo de tratamento de esgotos, torna a superfície do lodo desaguado avermelhada, mas a cor escura e seu odor desagradável prevalecem, em menor proporção do que o observado em lodos de sedimentação primária.

4 Referências Bibliográficas

ALÉM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E. P. (2001) Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – uma análise crítica. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador) Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Rio de Janeiro, ABES.

ALHUMOUD, J. M.; BEHBEHANI, H. S.; ABDULLAH, T. H. (2003) Wastewater Reuse Practices in Kuwait. **The Environmentalist**, vol. 23, p. 117–126.

AMIRTHARAJAH, A.; MILLS, K. M. (1982) Rapid-mix design for mechanisms of alum coagulation. *Journ. AWWA*, vol. 74, n^o 4, p. 210-216.

AMIRTHARAJAH, A.; O`MÉLIA, C. R. (1990) Coagulation processes: destabilization mixing and flocculation. In: *Water Quality and treatment*, American Water Works Association, 4ed. McGraw-Hill, New York.

CAMPOS, José Roberto.(1999) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro, ABES.

CAMPOS, J. R., POVINELLI, J. (1976) **Coagulação e Floculação**: Técnica de abastecimento e tratamento de água. 2. ed. São Paulo: CETESB, cap. 19, p. 661-718.

CAMPOS, R. H. (2006) **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais**. Florianópolis, SC. Originalmente apresentada como tese de Doutorado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

CANZIANI, J. R. F.; OSAKI, M.; MASSARDO, M.; PEGORINI, E.S. **Análise Econômica para a reciclagem agrícola do lodo de esgoto da ETE-Belém**. SANARE, Curitiba, janeiro a junho de 1999, v. 11, p. 51-58. Disponível em: <http://www.sanepar.com.br/Sanepar/Gecip/Revistas_Periodicos/Lodo_Esgoto/Economicidade_sanare_canziani.pdf>. Acesso em: 9 fev. 2009.

CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos. (2007) **Reatores Anaeróbios**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG.

DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CENTURIONE FILHO, P. L. (2002) **Ensaio de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água**. São Carlos: Rima Editora.

DELAZARE, Thaís. (2004) **Desnitrificação de esgoto sanitário tratado a nível secundário através de biofiltros submersos utilizando comparativamente metanol e metano como fonte de carbono**. Vitória, ES. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo.

DERYAGIN, B. V.; AND LANDAU, L. D. (1941) Theory Of Stability Of Strongly Charged Lyophobic Soles And Coalescence Of Strongly Charged Particles In Solutions Of Electrolytes. **Acta Phys.-Chim.** Vol. 14, p. 633.

EBELING, J. M.; SIBRELL, P. L.; OGDEN, S. R.; SUMMERFELT, S. T. (2003) Evaluation of chemical coagulation-flocculation aids for the removal of suspended solids and phosphorus from intensive recirculation aquaculture effluent discharge. **Aquaculture Engineering**, v.29, p. 23-42.

FERRARI, G. F. (2004) **Pós-tratamento do efluente de lagoa facultativa primária através da utilização de coagulantes metálicos e polímeros**. Vitória, ES. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo.

FETTIG, J.; RATNAWEERA, H. C.; ØDEGAARD, H. (1990) Simultaneous phosphate precipitation and particle destabilization using aluminium coagulants of different basicity. In: **Chemical Water and Wastewater Treatment** (Hahn, H. H & Klute, R.) pp. 221-242.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. (2006) Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, p. 3–19.

FRANCISQUETO, L. O. S. (2007) **Comportamento de reatores UASBs frente a variações horárias de vazão de esgoto sanitário**. Vitória. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo.

FYTIANOS, K.; VOUDRIAS, E.; RAIKOS, N. (1998) Modelling of phosphorus removal from aqueous and wastewater samples using ferric iron. **Environmental Pollution**, 101, pp. 123-130.

GASPAR, P. M. F. (2003) **Pós-tratamento de efluente de reator UASB em sistemas de lodos ativados visando a remoção biológica do nitrogênio associada à remoção físico-química do fósforo**. São Paulo. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.

GONÇALVES, R. F.; ARAUJO, V. L.; CHERNICHARO, C. A. L. (1998) Association of a UASB reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment. **Water Science Technology**, v. 38, n 8-9, p.189-195.

GONÇALVES, R.F. (2005) **Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions**. Capítulo 45: Submerged Aerated Biofilters, pp 1142 a 1196. IWA Publishing, London, UK.

HIDAKA, T.; TSUNO, H.; KISHIMOTO, N. (2003) Advanced treatment of sewage by pre-coagulation and biological filtration process. **Water Research**, vol. 37, p. 4259-4269.

HUDSON, H. E. AND WOLFNER, J. P. (1967) Design of mixing and flocculation basins. *Journal of American water works association*, vol. 59, Nº10, p. 1257-1267.

JOHNSON, P. N.; AMIRTHARAJAH, A. (1983) Ferric chloride and alum as single and dual coagulants. **Research and Technology**. *Journal AWWA*. P. 232-239.

KATO, M. T.; Neto, C. O. A.; Chernicharo, C. A. L.; Foresti, E.; Cybis, L. F. (1999) **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Capítulo 3: Configurações de Reatores Anaeróbios.

KAN, C. HUANG, C., PAN, J. R. (2002) Time requirement for rapid-mixing in coagulation. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, 203, p.1-9.

LECKIE, J. E STUMM, W. (1970) Phosphate precipitation. In: Water Quality improvement by physical and chemical processes. Vol. III. Ed. Gloyna, E. F. e Eckenfelder, W. W. **Research in Water Resources by the University of Texas Press**. Austin and London, pp. 237-249.

LETTERMAN, R. D.; AMIRTHARAJAH, A.; O'MÉLIA, C. R. (1999) "Coagulation and Flocculation", in R. D. Letterman (ed.), **Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies**, 5th ed., American Water Works Association, Mc-Graw-Hill, New York).

LIU, Y; XU, Hai-Lou; YANG, Shu-Fang; TAY, Joo-Hwa. (2003) Mechanisms and models for anaerobic granulation in anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**, v. 37, p.661-673.

LUEDECKE, C.; HERMANOWICZ, S. W.; JENKINS, D. (1989) Precipitation of ferric phosphate in activated sludge: a chemical model and its verification. **Water Science and Technology**, Vol.21, pp. 325-337.

MARGUTHI, A. L.; FERREIRA FILHO, S. S.; PIVELLI, R. P. (2008) Otimização de processos físico-químicos na remoção de fósforo de esgotos sanitários por processos de precipitação química com cloreto férrico. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Vol. 13, pp. 395-404.

NEUPANE, D. R.; RIFFAT, R.; MURTHY, S. N.; PERIC, M. R.; WILSON, T. E. (2008) Influence of source characteristics, chemicals, and flocculation on chemically enhanced primary treatment. **Water Environment Research**, Volume 80, NO 4, pp. 331-338.

Ø DEGAARD, H.; FETTIG, J.; RATNAWEERA, H. C. (1990) Coagulation with prepolymerized metal salts. In: **Chemical Water and Wastewater Treatment** (Hahn, H. H & Klute, R.) p. 189-220.

RAPOPORT, B. **Águas cinzas: caracterização, avaliação financeira e tratamento para reúso domiciliar e condominial**. Fundação Oswaldo Cruz, 2004.

Resolução CONAMA Nº357, de 17 de Março de 2005 (2005) 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. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Ministério do Meio Ambiente (MMA). Brasil.

Resolução CONAMA Nº359, de 29 de abril de 2005 (2005) Dispõe sobre a regulamentação do teor de fósforo em detergentes em pó para uso em todo território nacional e dá outras providências. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Ministério do Meio Ambiente (MMA). Brasil.

ROSSINI, M.; GARCIA GARRIDO, J.; GALLUZZO, M. (1998) Optimization of the coagulation-flocculation treatment: influence of rapid mix parameters. **Water Research**, N^o 8, pp. 1817-1826.

SANTOS, Hélio Rodrigues dos. (2001) **Aplicação de coagulantes no afluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário**. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos.

SANTOS, Hélio Rodrigues dos. (2006) **Coagulação/Precipitação de efluentes de reator anaeróbio de leito expandido e de sistema de lodo ativado precedido de reator UASB, com remoção de partículas por sedimentação ou flotação**. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos.

SANTOS NETO, J. V. (2004) **Filtração terciária precedida de coagulação – floculação para remoção de turbidez e fósforo do efluente de uma ETE UASB + BFs**. Vitória, ES. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo.

SAWYER, C. N., McCARTY, P. L., PARKIN, G. F. (1994) **Chemistry for Environmental Engineering**. Mc Graw Hill Book Co; Singapura.

SCHIMIDELL, Wilibando. (2001) **Biotecnologia Industrial**, volume 2, Engenharia Bioquímica. Capítulo 14: Agitação e aeração em bioreatores, PP 277 a 331. Editora Edgard Blücher LTDA. São Paulo.

SEDLAK, R. I. (1991) **Phosphorus And Nitrogen Removal From Municipal Wastewater: Principles And Practice**, 2^a Ed., The Soap detergent Association, Lewis Publishers, New York.

SNOEYINK, V. L.; JENKINS, D. (1980) **Water Chemistry**. Wiley, New York.

STUMM, W.; MORGAN, J. J. (1970) **Aquatic Chemistry**. Wiley, Interscience, New York.

STUMM, W. AND MORGAN, J. J. (1962) Chemical Aspects Of Coagulation, **Journal Of American Water Works Association**, vol. 54, n^o8, pp. 971-994.

STUMM, W.; O'MELIA, C. H. (1968) Stoichiometry of coagulation. **Journal AWWA**. 60 (5), p. 514-539, May.

TCHOBANOGLOUS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. (2003) **Wastewater Engineer: Treatment and Reuse**. McGraw-Hill Inc., 4ed., New York.

TOSETTO, M. S. (2005) **Tratamento terciário de esgotos sanitários para fins de reúso urbano**. Campinas, SP. Originalmente apresentada como dissertação de Mestrado em Engenharia Civil, Universidade de Campinas.

VAN HAANDEL, A.; KATO, M. T.; CAVALCANTI, P. F. F.; FLORENCIO, L. (2006) Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, v. 5, p. 21–38.

VERWEY, E. J. AND OVERBEEK, J. TH. G. (1948) Theory of the stability of lyophobic colloids, Elsevier, Amsterdam.

VON SPERLING, M. (1996) **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais.

VON SPERLING, M. and Chernicharo, C. A. L. (2005) **Introduction to Anaerobic Treatment. In: Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions**, vol. 1, IWA Publishing, London. pp. 659-810.

WANG, Y.; Han, T.; XU, Z.; BAO, G.; ZHU, T. Optimization of phosphorus removal from secondary effluent using simplex method in Tianjin, China. **Journal of Hazardous Materials**, B121, p.183-186, 2005.

Capítulo 2

Seleção de coagulantes químicos através de ensaios jar-test para aplicação em ETE visando remoção de fósforo

Camila Vidal Alves Silva, Rosane Hein de Campos e Ricardo Franci Gonçalves.

Resumo

Esse trabalho propõe a adaptação da tecnologia de reator UASB seguido de filtro biológico aerado submerso (FBAS) para promover a adequação da remoção de P, de acordo com a legislação pertinente. Para tanto, a investigação em ensaios jar-test para seleção de dose, tipo de coagulante e auxiliar de coagulação para a remoção de fósforo do efluente produzido pela ETE-UFES foi realizada. A etapa 2 mostrou que a melhor opção para remoção de P na ETE estudada foi a utilização de FeCl_3 75mg/L como coagulante, que atingiu eficiência de remoção de 77%.

Palavras-Chave: Jar-test, Remoção de Fósforo, Sais de ferro e alumínio.

1 Introdução

A remoção de fósforo de águas residuárias através de métodos físico-químicos envolve, basicamente, o seqüestro deste elemento e sua posterior retirada do meio líquido. A precipitação química constitui o principal mecanismo químico de seqüestro dos íons de fósforo presentes em águas residuárias, sendo sais de ferro, alumínio e cálcio os produtos mais utilizados para esse fim.

O processo de precipitação, que compreende os mecanismos de coagulação, floculação e sedimentação da partícula, precisa ser inserido na linha de tratamento para que a remoção atinja níveis satisfatórios. Uma unidade clássica de coagulação/floculação, descrita por Tchobanoglous (2003) é constituída de três etapas principais: mistura rápida, mistura lenta e sedimentação. Na primeira etapa ocorre a coagulação, seguida da floculação (segunda etapa) e a separação de fase (terceira etapa).

A coagulação e floculação podem ser verificadas em escala de bancada através da realização de ensaios “Jar-test”, que são utilizados para determinação da dosagem ótima de aplicação de coagulantes em águas brutas ou residuárias. Em estudo desenvolvido por Ebeling *et al* (2003), avaliando remoção de sólidos suspensos e fósforo em efluente de recirculação para aquicultura, 2L de amostra foram ensaiados a 1 minuto de mistura rápida a 150 rpm, 20 minutos de mistura lenta a 20 rpm e 30 minutos de sedimentação. A eficiência de remoção de ortofosfato utilizando sal de alumínio e cloreto férrico chegou a 89 e 93% respectivamente, com dosagem de 90mg/L e concentração final chegando a 0,3mg/L-P.

Alternativamente, Wang *et al.* (2005) em seu estudo de otimização de remoção de fósforo de efluentes secundários utilizou um protocolo de ensaio compreendendo 400mL de amostra a 1 minuto de mistura rápida a 200 rpm, 30 minutos de mistura lenta a 30 rpm e 30 minutos de sedimentação. A remoção de ortofosfato foi maior que a de fósforo total. A eficiência de remoção máxima de fósforo total obtida para sulfato férrico, sulfato de alumínio e cloreto de polialumínio foi de 87,3, 95,6 e 94% respectivamente, sendo o residual de fósforo 0,35, 0,12 e 0,16mg/L-P, respectivamente.

Para simular as três etapas principais do processo de remoção do P, utiliza-se o aparelho Jar-test (LIBÂNIO *et al*, 1997), constituído de 6 jarros, que fornece gradiente de velocidade entre 10 a 2000s^{-1} (DI BERNARDO *et al*, 2002). Baseado no diagrama de coagulação do produto a ser testado como coagulante e no mecanismo de coagulação, obtêm-se o gradiente de velocidade e tempo necessário para a mistura rápida e lenta. Desta maneira, selecionar dose, tipo e gradiente de velocidade de coagulantes e auxiliares de floculação através de testes de jarros, para a remoção de fósforo do efluente produzido pelo sistema de tratamento de esgotos ETE-UFES constitui o objetivo principal deste trabalho.

2 Material e Métodos

Os ensaios de coagulação-floculação-sedimentação foram realizados para determinar qual coagulante seria aplicado posteriormente no sistema ETE-UFES de tratamento de esgotos sanitários, com a finalidade de remover fósforo. O ponto de aplicação do coagulante escolhido para defosfatação foi o esgoto afluyente ao FBAS, ou seja, efluente anaeróbio proveniente do reator UASB. O equipamento utilizado nos ensaios é constituído de seis jarros de 2 litros de capacidade (Figura 1), sendo desta maneira possível determinar as condições de coagulação-floculação-sedimentação do efluente em escala laboratorial.

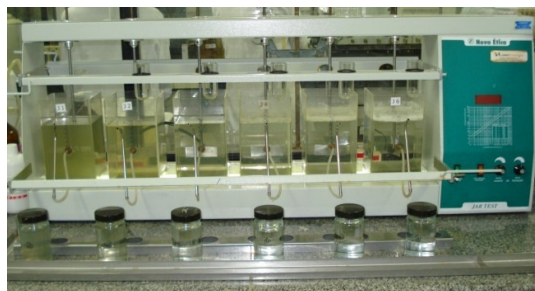


Figura 1: Equipamento de ensaio coagulação-floculação-sedimentação (Jar-test)

Os parâmetros operacionais simulados nos ensaios jar-test estão apresentados na Tabela 1, e foram baseados nos trabalhos de Santos Neto (2004) e Santos (2001). O procedimento utilizado nos ensaios foi desenvolvido com alusão às pesquisas de Marques (2006) e Di Bernardo (2002).

Tabela 1: Parâmetros operacionais simulados nos ensaios Jar-test

Condição	Parâmetro	Valores	Tempo (s)
Coagulação	Gradiente de mistura rápida (G_M)	$1000s^{-1}$	60 (T_M)
Floculação	Gradiente de floculação (G_F)	$85s^{-1}$	600 (T_F)
Sedimentação	Velocidade de sedimentação (V_s)	0,011cm/s	1800 (T_S)

T_M : Tempo de mistura rápida

T_F : Tempo de floculação

T_S : Tempo de sedimentação

Foram testados três coagulantes e três auxiliares de floculação, e suas características estão descritas na Tabela 2. O ensaio foi dividido em duas baterias, compreendendo um teste preliminar com cada coagulante para a determinação da faixa de trabalho e um teste definitivo, com a adição dos auxiliares de floculação. Nesta pesquisa, a concentração dos coagulantes foi calculada com base no sal, e será referenciada como tal, sendo as respectivas dosagens molares e mássicas da cada metal (Al e Fe) apresentadas no Apêndice C.

Tabela 2: Características dos coagulantes e auxiliares de floculação utilizados

Produto	Nome	Fórmula	PM (g/mol)	Faixa ótima de pH
Coagulante	Cloreto Férrico	FeCl_3	162,2	5,0 – 11,0
	Sulfato de alumínio	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	666,5	5,0 – 8,0
	Cloreto de Polialumínio – PAC (32% Al_2O_3)	$\text{Al}_n(\text{OH})_m(\text{Cl}_3)_{n-m}$	Polímero de alto peso molecular	5,0 – 10,0
Auxiliar de floculação	Polímero Aniônico		Referência BETZ P-2105	
	Polímero Catiônico		Referência BETZ P-1103	
	Polímero Não-Iônico		Referência BETZ P-3101	

2.1 Ensaios Preliminares

Para a realização dos ensaios preliminares foram coletados aproximadamente 48L de efluente anaeróbico, proveniente do reator UASB, em um galão de 50L. Este era imediatamente transportado ao laboratório para o início dos testes. No mesmo dia foram testados os três coagulantes.

Os ensaios preliminares foram realizados para se obter uma estimativa da faixa de concentração de coagulantes que seria utilizada nos ensaios complementares. A faixa de concentração testada foi arbitrada de acordo com valores citados na literatura (SANTOS NEVES, 2004). Os parâmetros operacionais foram mantidos invariáveis em todos os ensaios (Tabela 1) e o protocolo seguido foi o mesmo descrito no Anexo B. Os parâmetros pH, turbidez e P_{tot} foram analisados no início e ao final dos ensaios. A Tabela 3 resume os ensaios preliminares.

Tabela 3: Ensaios de coagulação-floculação-sedimentação preliminares

Coagulante	Auxiliar de floculação	Parâmetros fixos	Faixas de concentração dos coagulantes (mg/L)	Análises realizadas
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	Não	G_M, G_F, V_S, T_M, T_F e T_S	50, 150, 300, 450, 550 e 700	pH, turbidez e P_{tot}
FeCl_3	Não		50, 150, 300, 450, 550 e 700	
PAC	Não		50, 150, 300, 450 e 550	

PAC: Cloreto de Polialumínio

Como os ensaios preliminares foram realizados no mesmo dia, a partir de uma mesma amostra coletada (Figura 2), o parâmetro turbidez foi escolhido como parâmetro de referência, principalmente pela rápida obtenção do resultado. A determinação de P_{tot} residual, realizada posteriormente, indicaria a menor concentração obtida, selecionado assim a melhor faixa de concentração de coagulante a ser testada nos ensaios complementares.

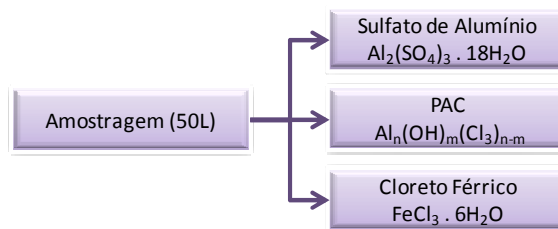


Figura 2: Fluxograma de análises para ensaios preliminares

2.2 Ensaios Complementares

Para a realização dos ensaios complementares coletou-se aproximadamente 48L de efluente anaeróbio (UASB) que foram imediatamente transportados ao laboratório para o início dos testes. Os coagulantes foram ensaiados em dias diferentes, sendo os auxiliares de floculação testados juntamente, totalizando quatro ensaios por dia (Figura 3).

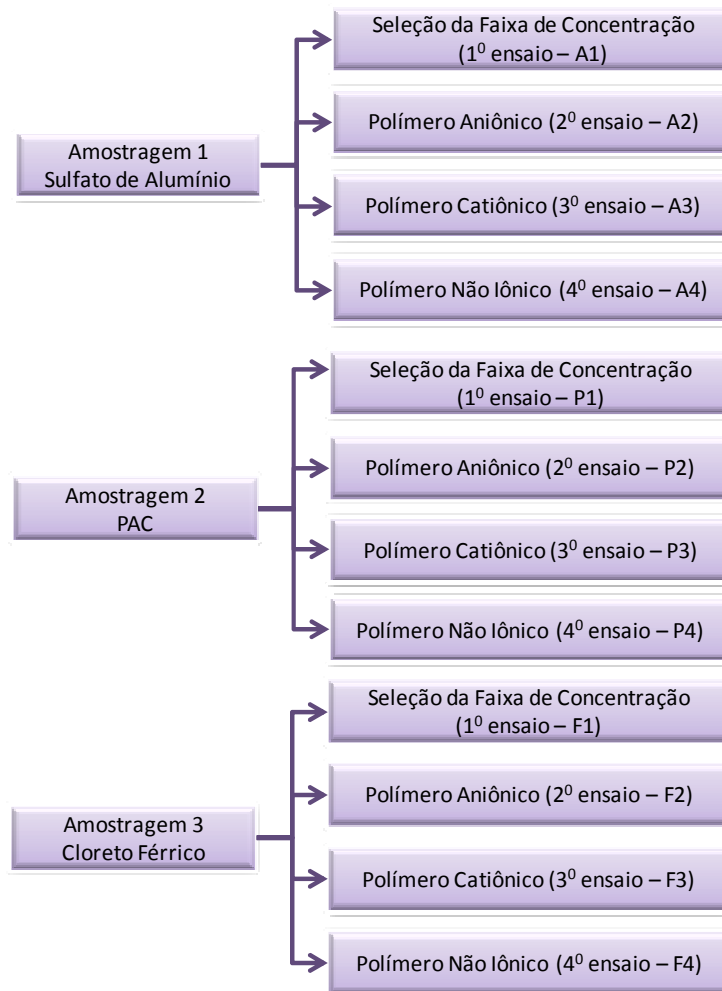


Figura 3: Fluxograma de análises para ensaios complementares

Os ensaios complementares foram realizados com o objetivo de selecionar o coagulante, a concentração e o auxiliar de floculação a serem aplicados em escala real para remoção de fósforo. Os parâmetros operacionais foram mantidos invariáveis em todos os ensaios (Tabela 1) e o protocolo seguido foi o mesmo descrito no Anexo B. Os parâmetros pH, turbidez e PO_4^{-3} foram analisados no início e ao final dos ensaios. Após as determinações de turbidez e PO_4^{-3} , o jarro que obteve o melhor resultado quanto à remoção de PO_4^{-3} teve os parâmetros de alcalinidade, sólidos suspensos e índice volumétrico de lodo (IVL) analisados (VON SPERLING; 1996). A Tabela 4 resume as especificações dos ensaios complementares.

Tabela 4: Ensaios de coagulação-floculação-sedimentação complementares

Coagulantes		Auxiliares de floculação			Parâmetros Fixos	Análises Realizadas
Tipo	Faixa de concentração (mg/L)	Tipo	Faixa de concentração (mg/L)			
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	100, 120, 140, 160, 180 e 200	Polímero Aniônico				pH, turbidez, PO_4^{-3} ,
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	25, 50, 75, 100, 125 e 150	Polímero Catiônico	1, 2, 3, 4, e 6	5	G_M , G_F , V_S , T_M , T_F e T_S	alcalinidade bicarbonato ¹ , DQO_{tot}^1 , SST^1 e IVL^1 .
PAC	100, 120, 140, 160, 180 e 200	Polímero Não-iônico				

1: Análises realizadas nos jarros que obtiveram os melhores resultados quanto à remoção de PO_4^{-3} .

3 Resultados e Discussão

3.1 Ensaios Preliminares

A maior remoção de turbidez foi alcançada com a aplicação de 150mg/L de Sulfato de Alumínio, atingindo 93% de remoção, com valor residual de 9UT (Figura 4). Nesta concentração também se observou uma variação mínima no pH, que se manteve na faixa neutra (6,5 a 7,5). A dosagem de 150mg/L de Sulfato de Alumínio apresentou remoção de fósforo total com percentual de 88%, com valor de 1,01mgP/L (Figura 5); as outras dosagens obtiveram remoções ainda maiores que a verificada para concentração de 150mg/L. Como altas dosagens inviabilizam a aplicação em escala real, sob aspectos de custo e produção de lodo, optou-se por fixar a faixa de trabalho para os ensaios complementares para o sulfato de alumínio entre 100 a 200mg/L.

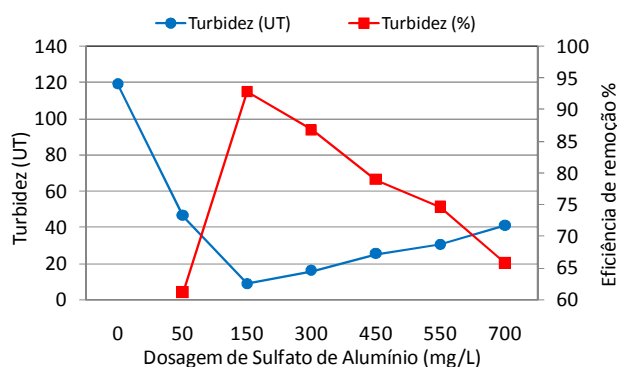


Figura 4: Residuais em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de Sulfato de Alumínio – Ensaios Preliminares

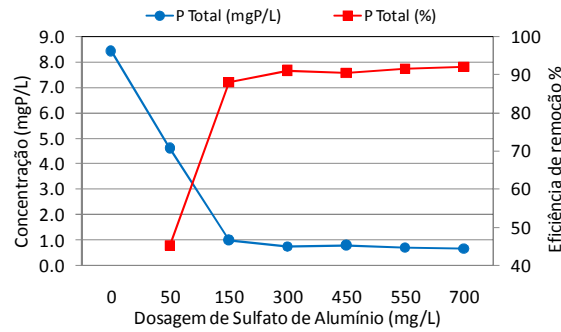


Figura 5: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de Sulfato de Alumínio – Ensaio Preliminares

Nos ensaios com Cloreto de Polialumínio (PAC) a maior eficiência de remoção de turbidez foi alcançada com a aplicação de 450mg/L, atingindo 99%, com residual de 2UT (Figura 6), mantendo-se em faixa neutra de pH. Nesta mesma dosagem de coagulante, a remoção de fósforo total chegou a 97%, com residual de 0,22mgP/L (Figura 7). Devido à esta elevada dosagem de PAC, a faixa escolhida para investigação em ensaio complementar de jar-test foi compreendida entre 100 e 200mg/L, já que a dosagem de 150mg/L obteve uma remoção de 96% para turbidez, com valor de 5,33UT e 83% para fósforo total, com valor residual de 1,42mgP/L.

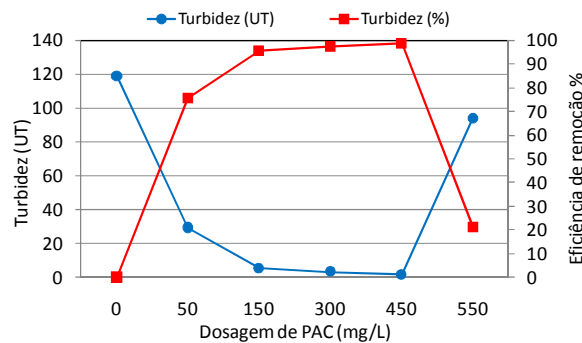


Figura 6: Residuais em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de PAC – Ensaio Preliminares

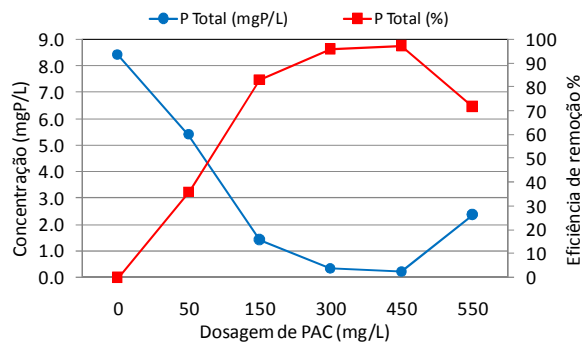


Figura 7: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de PAC – Ensaio Preliminares

Para a aplicação de Cloreto Férrico, a maior remoção de turbidez e fósforo total ocorreu em dosagem de 300mg/L com um percentual de 98% e 95% de remoção

respectivamente, atingindo valores residuais de 2UT e 0,39mgP/L (Figuras 8 e 9). Como uma queda bastante acentuada nos valores residuais de fósforo total e turbidez foram observadas a partir da dosagem de 50mg/L, a faixa escolhida para realização do ensaio complementar foi de 0 a 150mg/L, condizente com o observado por Santos Neto (2004), Ebeling *et al* (2003) e Santos (2001) . O pH das dosagens de 50 e 150mg/L se mantiveram na neutralidade, enquanto que para as dosagens seguintes apresentou variação considerável, chegando a atingir um mínimo de 2,42.

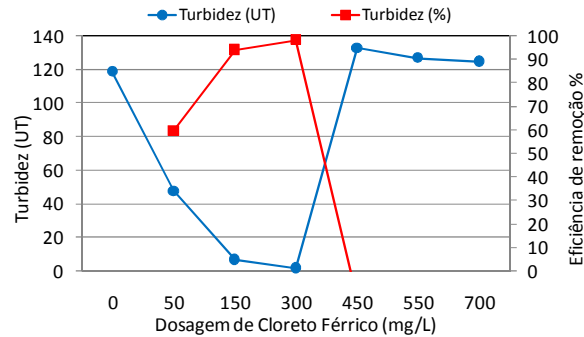


Figura 8: Residuais em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de Cloreto Férrico – Ensaio Preliminares

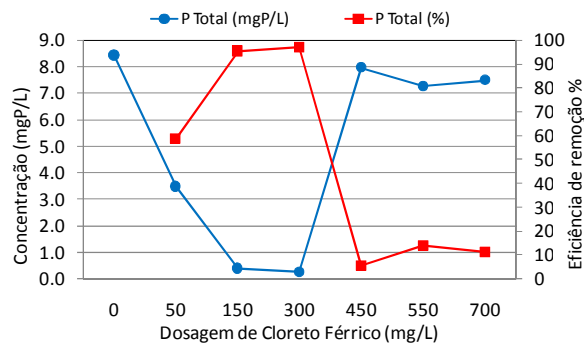


Figura 9: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de Cloreto Férrico – Ensaio Preliminares

Notou-se que a remoção de fósforo é bastante ineficaz em dosagens superiores a 300mg/L, aliado ao decréscimo nos valores de pH para essas dosagens. Como o mecanismo de coagulação para este ensaio é o de adsorção e neutralização ($G=1000s^{-1}$), a dosagem excessiva de Cloreto Férrico pode ter ocasionado a reversão de cargas em partículas coloidais (TCHOBANOGLIOUS, 2003), diminuindo assim as eficiências de remoção para fósforo total e turbidez.

Através dos ensaios preliminares para o efluente anaeróbico, analisando a remoção de turbidez e fósforo total, foi possível estabelecer uma faixa de trabalho para realização dos ensaios complementares para cada coagulante. Nestes, foram otimizadas as concentrações de coagulantes e auxiliares de floculação, para amenizar os custos da remoção de fósforo em escala real.

3.2 Ensaios Complementares

3.2.1 Remoção de Fósforo e Turbidez

As eficiências de remoção para turbidez e PO_4^{3-} atingiram um máximo de, respectivamente, 86% e 88% na dosagem de 200mg/L de Sulfato de Alumínio, com valores residuais de 12UT e 0,41mgP/L (Figuras 10 e 11). A relação molar Al:P se manteve em uma faixa de 2,59 a 5,18:1, sendo que todas as concentrações residuais de PO_4^{3-} ficaram abaixo de 1,0mgP/L. No entanto, a dosagem de 120mg/L foi escolhida para os testes com os auxiliares de floculação, já que a dosagem imediatamente anterior apresentou baixa eficiência de remoção de turbidez. Uma relação de Al:P de 3,11:1, com 85% de remoção de PO_4^{3-} , atingindo uma concentração final de 0,53mgP/L pode ser observada na dosagem de 120mg/L. Simultaneamente, a remoção de turbidez atingiu 84%, não sendo observadas variações bruscas entre o pH inicial e final nos ensaios (7,16 e 6,70 respectivamente).

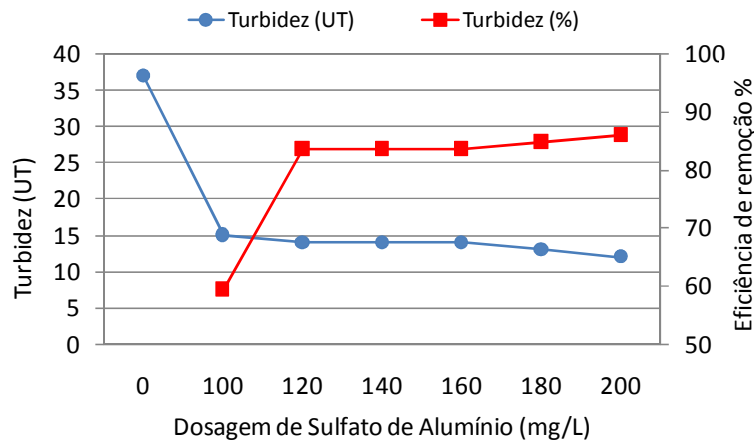


Figura 10: Residuais em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de Sulfato de Alumínio – Ensaio Complementar A1

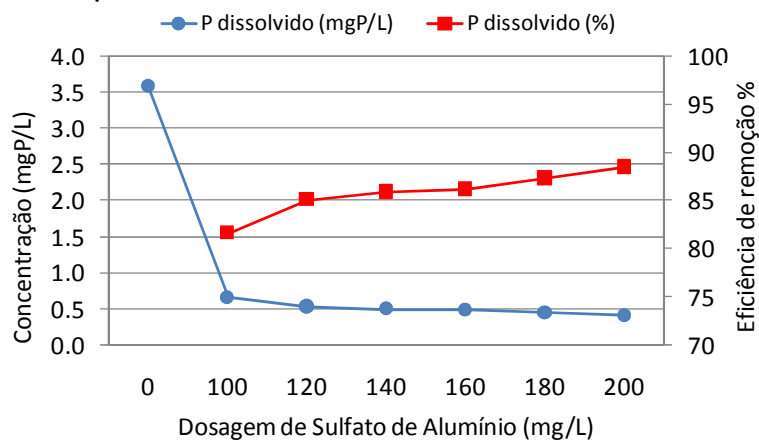


Figura 11: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de Sulfato de Alumínio – Ensaio Complementar A1

A aplicação de auxiliares de floculação elevou a eficiência de remoção de turbidez e PO_4^{3-} , obtendo valores residuais menores que os obtidos sem a adição dos mesmos. Para turbidez o melhor resultado foi alcançado com aplicação de polímero não-iônico

(PNI) 4mg/L, com valor residual de 6UT e percentual de remoção de 94% (Figura 12). Já para PO_4^{3-} a dosagem de 5mg/L de polímero catiônico (PC) atingiu 0,20mgP/L e 95% de remoção (Figura 13). Com a adição de PC o pH não se manteve na faixa neutra ideal, atingindo um valor mínimo de 6,05. Nos outros ensaios não foi verificada variação de pH significativa.

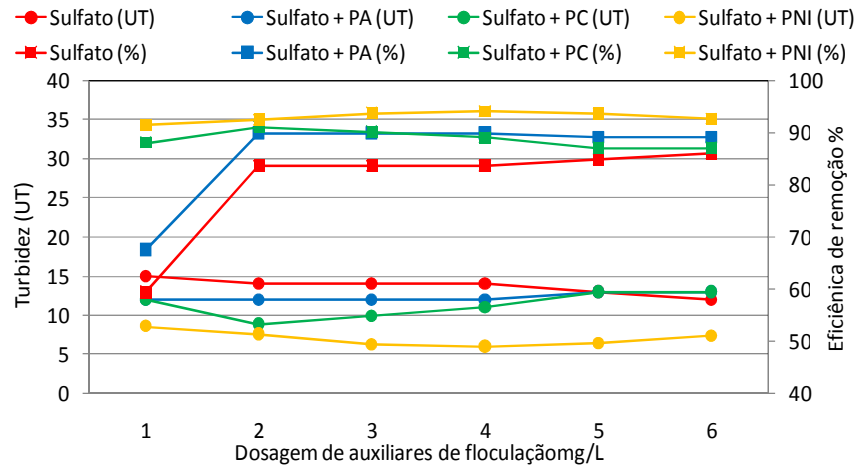


Figura 12: Residuais em solução e eficiências de remoção para turbidez de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (Sulfato de Alumínio 120mg/L – Ensaios A2, A3 e A4)

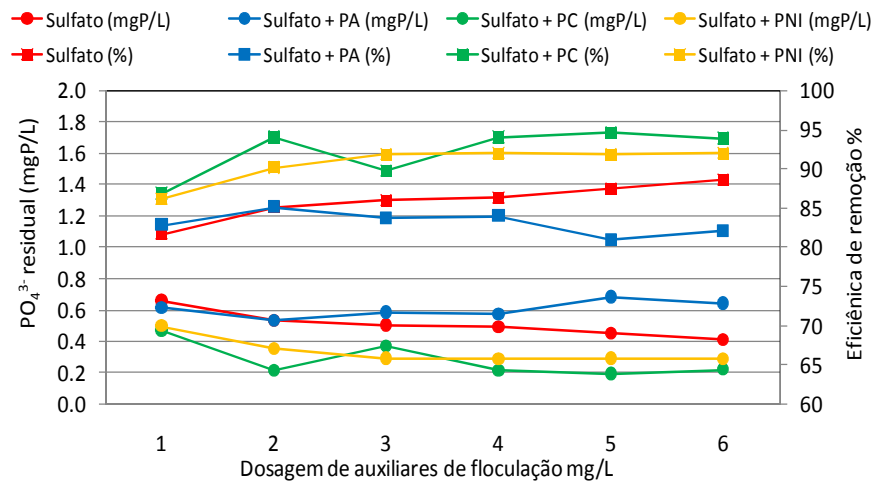


Figura 13: Residuais em solução e eficiências de remoção para fósforo dissolvido de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (Sulfato de Alumínio 120mg/L – Ensaios A2, A3 e A4)

A relação molar Al:P para PAC variou de 1,87 a 3,74:1 nas dosagens testadas, atingindo constantemente concentrações residuais de PO_4^{3-} abaixo de 1,0mgP/L. O melhor resultado foi obtido em 200mg/L de dosagem, atingindo 83% de eficiência de remoção para turbidez e 93% para PO_4^{3-} , com valores residuais de 11UT e 0,37mgP/L, respectivamente (Figuras 14 e 15). As demais dosagens, apesar de altas eficiências de remoção, resultaram em concentrações de PO_4^{3-} próximas a 1mgP/L. Sendo assim, a dosagem escolhida para os ensaios com os auxiliares de floculação foi a de 200mg/L de PAC.

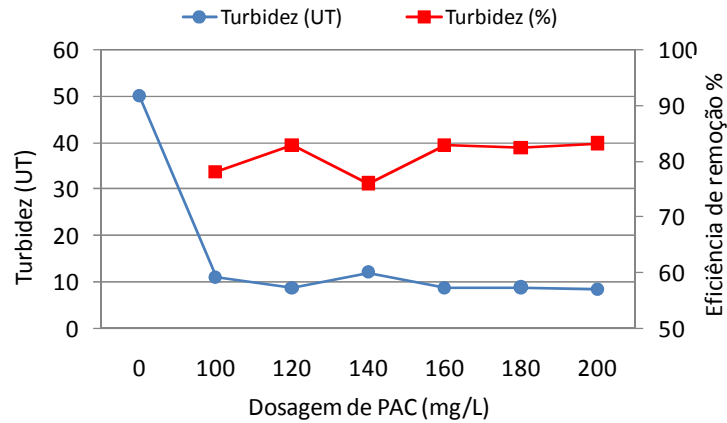


Figura 14: Residuais em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de PAC – Ensaio Complementar P1

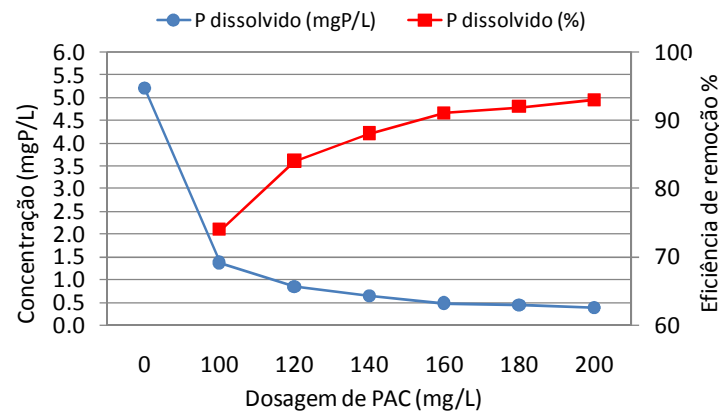


Figura 15: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de PAC – Ensaio Complementar P1

Assim como observado para o ensaio do Sulfato de Alumínio, a adição de auxiliares elevou a remoção de turbidez e PO_4^{3-} . Novamente o PC obteve melhor resultado, com dosagem de 4mg/L, onde a remoção de turbidez e P atingiram respectivamente 92% e 98% (Figuras 16 e 17), sendo observado leve acréscimo entre o pH inicial e final nos ensaios (6,98 e 7,60 respectivamente).

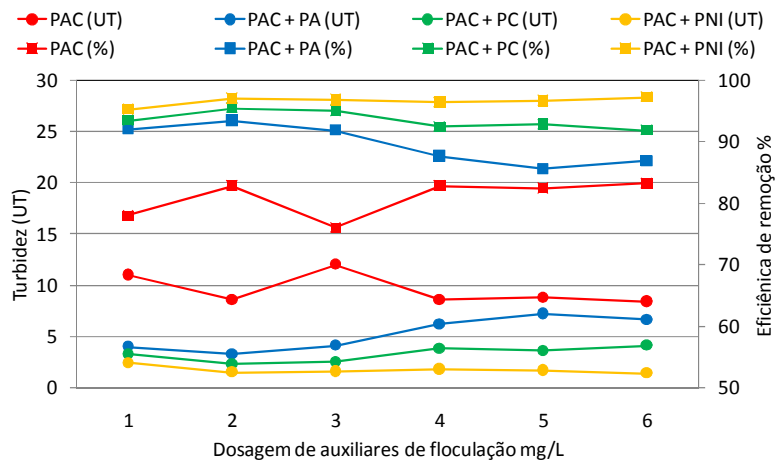


Figura 16: Residuais em solução e eficiências de remoção para turbidez de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (PAC 200mg/L – Ensaio P2, P3 e P4)

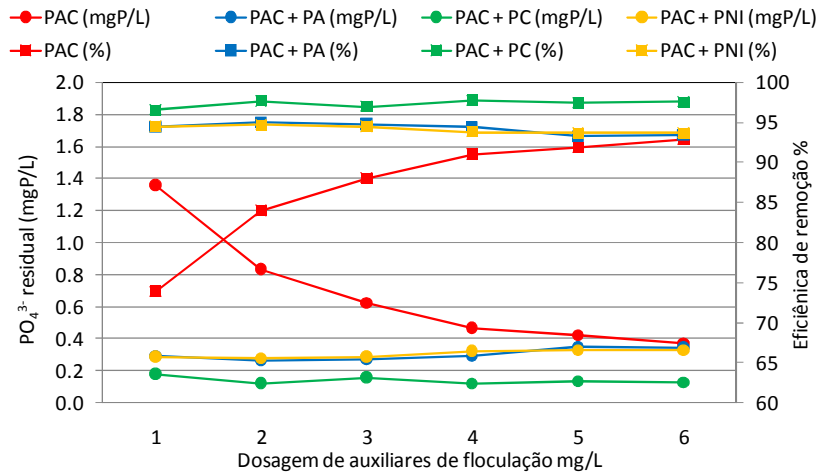


Figura 17: Resíduos em solução e eficiências de remoção para fósforo dissolvido de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (PAC 200mg/L – Ensaios P2, P3 e P4)

Para a aplicação de Cloreto Férrico, o melhor resultado foi obtido com a dosagem de 150mg/L, atingindo eficiências de remoção de 70% para turbidez e 92% para PO_4^{3-} , com valores residuais de 12UT e 0,34mgP/L (Figuras 18 e 19). Entretanto, a dosagem de 75mg/L foi escolhida para os testes com as auxiliares de floculação, por apresentar remoção considerável de PO_4^{3-} (77%) mesmo não obtendo resultados expressivos para turbidez. Essa escolha foi baseada em fatores de ordem econômica, já que altas concentrações deste coagulante inviabilizam sua aplicação em escala real para remoção de P.

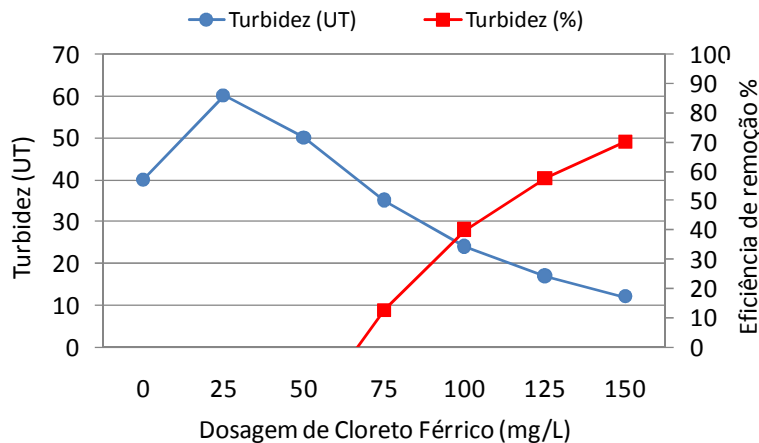


Figura 18: Resíduos em solução e eficiência de remoção para turbidez em dosagens de Cloreto Férrico – Ensaio Complementar F1

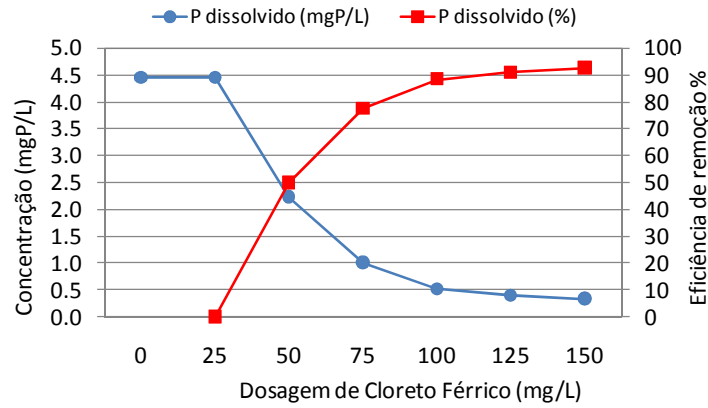


Figura 19: Residuais em solução e eficiência de remoção para fósforo total em dosagens de Cloreto Férrico – Ensaio Complementar F1

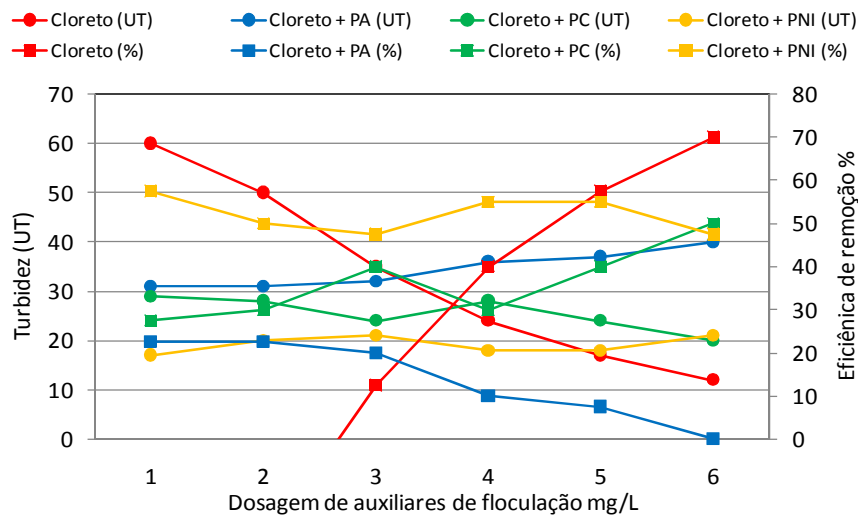


Figura 20: Residuais em solução e eficiências de remoção para turbidez de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (Cloreto Férrico 75mg/L – F2, F3 e F4)

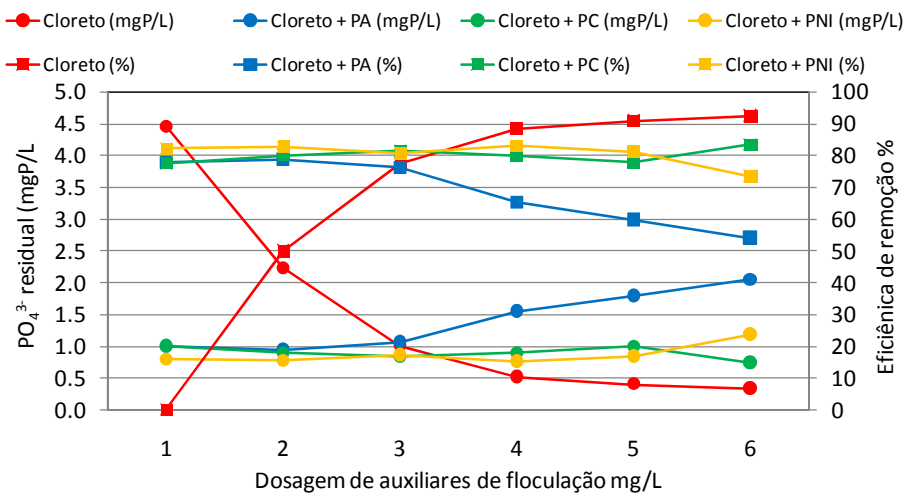


Figura 21: Residuais em solução e eficiências de remoção para fósforo dissolvido de acordo com dosagem de auxiliares de floculação (Cloreto Férrico 75mg/L – F2, F3 e F4)

A relação molar Fe:P manteve-se em uma faixa de 1,07 a 6,44:1, sendo de 3,22:1 na dosagem de 75mg/L. De modo geral, os melhores resultados foram obtidos com o PNI, sendo a maior eficiência de remoção de P dissolvido atingida com dosagem de 6mg/L de PC, chegando a 83% (Figura 21). O desempenho na remoção de turbidez não foi satisfatório, com medidas próximas a 50% (Figura 20). Já o pH apresentou pouca variação, mantendo-se na faixa da neutralidade, mesmo com a aplicação dos polímeros.

Assim como observado em outros trabalhos (SZABO *et al.*; 2008; SANTOS NETO, 2004), a remoção de fósforo dissolvido foi proporcionalmente maior de acordo com o acréscimo sofrido na relação molar Me/P, para todos os coagulantes testados. De acordo com o que se verifica para precipitação de fósforo com sais metálicos (item 3.3.2.1), a estequiometria da reação entre metal trivalente (Fe ou Al) e o fósforo não é observada na prática, já que uma série de reações paralelas pode ocorrer devido à complexidade das águas residuárias. Uma compilação dos melhores resultados obtidos nos ensaios complementares é apresentado na Tabela 5, juntamente com valores observados na literatura técnica.

Tabela 5: Eficiências de remoção de formas de fósforo em diversas pesquisas, utilizando ensaios jar-test

Autor	Coagulantes		Eficiências de remoção	Observações	
	Concentração	Relação (Me/P)			
Esta pesquisa	Al ₂ (SO ₄) ₃ 120mg/L + PC 5mg/L	3,11:1 (Al:P)	95% para PO ₄ ³⁻	Efluente secundário anaeróbico proveniente de reator UASB	
	PAC 200mg/L + PC 4mg/L	3,74:1 (Al:P)	98% para PO ₄ ³⁻		
	FeCl ₃ 75mg/L + PC 6mg/L	3,22:1 (Fe:P)	83% para PO ₄ ³⁻		
Gonçalves et al, (1992)	NaAl(OH) ₄	1 a 2,1:1 (Al:P)	70 a 80%	Co-precipitação em Biofiltro de alta taxa (Biostyr) precedido de clarificador primário.	
Santos (2001)	FeCl ₃ 40mg/L + PA 1mg/L	---	31% para P _{tot}	Efluente primário, para tratamento em reator de leito expandido.	
Ebeling <i>et al</i> , (2003)	AlCl ₃ e FeCl ₃ , 90mg/L	---	89% para PO ₄ ³⁻ com AlCl ₃	Efluente secundário proveniente de microfiltração em sistema de recirculação de água intensiva para aquicultura	
			93% para PO ₄ ³⁻ com FeCl ₃		
Santos Neto (2004)*	Al ₂ (SO ₄) ₃ 133mg/L	---	60% para P _{tot}	Efluente secundário aeróbico proveniente de filtro biológico aerado submerso.	
	FeCl ₃ 79mg/L	---	46% para P _{tot}		
Wang <i>et al.</i> , (2005)	Al ₂ (SO ₄) ₃	4,13:1 (Al:P)	97% para PO ₄ ³⁻	Efluente secundário proveniente de ETE com tratamento preliminar, clarificação e etapa aeróbia.	
	PAC	4,37:1 (Al:P)	96% para PO ₄ ³⁻		
	Fe ₂ (SO ₄) ₃	2,95:1 (Fe:P)	89% para PO ₄ ³⁻		
Gualberto (2009)	FeCl ₃ de 60 ^A , 80 ^B e 200 ^C mg/L	---	85% para P _{tot} (B)	Lodos ativados Convencional	
			98% para P _{tot} (C)		
			67% para P _{tot} (A)		Tratamento anaeróbico com reatores UASB
			95% para P _{tot} (C)		

*Extraído de resultados de estatística descritiva

Pode-se notar que as pesquisas realizadas com Cloreto Férrico, em faixas próximas as utilizadas neste trabalho, obtiveram resultados semelhantes aos de remoção de fósforo dissolvido, variando entre 67% e 93%. O resultado encontrado por Santos Neto (2004) para a remoção de P_{tot} com Sulfato de Alumínio foi inferior ao alcançado por este trabalho, em faixas de concentração muito próximas. Mesmo sendo o resultado expresso em concentrações de P diferentes (P_{tot} e PO_4^{3-}), a diferença é significativa.

3.2.2 Outros parâmetros que influenciam na remoção de fósforo dissolvido

Parâmetros químicos e físicos podem influenciar no desempenho de processos biológicos de diversas maneiras. Szabo (2008) conclui que a eficiência de remoção de fósforo pode ser adversamente afetada por incrementos na concentração de alcalinidade, matéria orgânica e sólidos suspensos. Por esse motivo, foi avaliado o comportamento de alguns deles no momento da dosagem do coagulante. Como descrito anteriormente (item 2.1, Tabela 4), os jarros que obtiveram os melhores resultados quanto à remoção de P dissolvido foram avaliados para determinação de concentrações de DQO_{tot} , SST, alcalinidade e IVL. Os resultados obtidos nos ensaios complementares são apresentados na Tabela 6.

Tabela 6: Parâmetros adicionais avaliados em ensaios complementares

Coagulante	AF	SST		DQO		Alcalinidade bicarbonato		IVL
		Residual (mg/L)	ER (%)	Residual (mgO ₂ /L)	ER (%)	Residual (mgCaCO ₃ /L)	Consumo (%)	Geração (g/mL)
Sulfato de Alumínio 120mg/L	SA	21	56	--	--	127,20	40	1208
	PA	18	63	49,37	86	146,40	31	1042
	PC	7	85	24,68	93	105,60	50	625
	PNI	5	90	37,03	90	141,60	33	1042
PAC 200mg/L	SA	23	80	49,37	83	204,00	24	603
	PA	10	91	148,10	48	204,00	24	776
	PC	4	97	123,42	57	199,20	26	517
	PNI	0	100	135,76	52	199,20	26	862
Cloreto Férrico 75mg/L	SA	8	90	61,71	58	198,00	27	679
	PA	37	54	24,68	83	198,00	27	617
	PC	14	83	24,68	83	188,10	31	617
	PNI	38	53	49,37	67	188,10	31	617

AF = Auxiliares de floculação

SA = sem adição de auxiliares de floculação

* Remoção de SST

A remoção de SST obteve incremento com a adição dos auxiliares de floculação para o coagulante Sulfato de Alumínio e PAC. Para o Cloreto Férrico, diminuição da eficiência foi observada, com valores residuais superiores aos verificados somente para o coagulante (Tabela 6).

Para a adição de PAC associado ao polímero não iônico (200mg/L de PAC + 2mg/L de polímero não-iônico) foi observada uma remoção de 100% de SST, resultado condizente com o semelhante obtido para turbidez (Figura 16), que alcançou valor acima de 95% de remoção para o ensaio. Santos Neto (2004) obteve eficiências de

remoção de SST para dosagens de FeCl_3 79mg/L, Sulfato de Alumínio 133mg/L e PAC 90mg/L de respectivamente, 55%, 76% e 61%. Para PAC e FeCl_3 , as eficiências de remoção encontradas nesta pesquisa foram significativamente maiores do que as verificadas por Santos Neto (2004), no entanto, o resultado obtido pelo Sulfato de alumínio foi inferior.

* Remoção de Matéria Orgânica

Embora a remoção de matéria orgânica não caracterize o enfoque principal do trabalho, seu efeito pode comprometer o sistema de tratamento, já que a etapa subsequente à aplicação do coagulante envolve tratamento biológico (reator FBAS). A concentração residual e a eficiência de remoção de DQO_{tot} variaram em função do coagulante e auxiliar (Tabela 6) atingindo níveis elevados.

A medição quanto à aplicação de Sulfato de Alumínio não pode ser realizada, devido a erro experimental associada à determinação da concentração. A dosagem de PAC (200mg/L) apresentou maior eficiência de remoção na aplicação somente dos coagulantes, alcançando 83% de remoção de DQO_{tot} . Comportamento semelhante não foi observado para o mesmo coagulante quando associado aos auxiliares de floculação, resultando em eficiências abaixo dos 60% de remoção.

Dentre todos os testes, o melhor resultado para remoção de DQO_{tot} ocorreu para a aplicação de Sulfato de Alumínio 120mg/L + 2mg/L de polímero aniônico, atingindo 93% de remoção de DQO_{tot} . As eficiências de remoção associadas ao Cloreto Férrico mantiveram-se acima de 50%. Notou-se através desta análise que a adição de auxiliares de floculação resultou em incremento de remoção de DQO_{tot} , atingindo 83% para Cloreto Férrico 75mg/L + 2mg/L de polímero catiônico e Cloreto Férrico 75mg/L + 6mg/L de polímero aniônico.

Em resumo, uma tendência de aumento da remoção de DQO_{tot} foi observada com a adição de auxiliares de floculação aos coagulantes Sulfato de Alumínio e Cloreto Férrico, sendo que para o PAC comportamento inverso foi observado. Santos Neto (2004) obteve eficiências de remoção de DQO_{tot} para dosagens de FeCl_3 79mg/L, Sulfato de alumínio 133mg/L e PAC 90mg/L de respectivamente, 39%, 45% e 41%, bem abaixo das verificadas neste trabalho. Já Santos (2001) alcançou 45% de eficiência de remoção de DQO_{tot} em ensaios jar-test utilizando FeCl_3 80mg/L.

* Impacto na Alcalinidade

A alcalinidade é um fator importante para o metabolismo aeróbio desenvolvido nos reatores FBAS. Diante disso, seu consumo com a adição de coagulantes e auxiliares foi investigado (Tabela 6). O coagulante que apresentou menor impacto no consumo de alcalinidade foi o PAC, seguido do Cloreto Férrico e Sulfato de Alumínio. Este último atingiu consumo de 50% quando associado ao polímero aniônico. Santos (2001), avaliando o comportamento da alcalinidade em dosagem de FeCl_3 80mg/L encontrou 71% de consumo. Este valor, em nenhum momento foi alcançado por esta pesquisa

A relação mássica entre a quantidade de metal dosada e a quantidade de alcalinidade bicarbonato removida para os coagulantes e auxiliares utilizados (Tabela 7), revela o comportamento do consumo de alcalinidade. Quanto maior o consumo, menor a relação, resultando em menor disponibilidade de alcalinidade para as próximas etapas biológicas presentes em uma linha de tratamento de esgotos sanitários. As relações mais altas foram alcançadas pelo PAC, seguido do Cloreto Férrico e Sulfato de Alumínio.

Tabela 7: Relação mássica Me/CaCO₃ para os coagulantes e auxiliares de floculação testados

Coagulante	Auxiliar de floculação	Dose de metal (mg)	Alcalinidade bicarbonato consumida (mgCaCO ₃)	Relação mássica
Sulfato de Alumínio 120mg/L	--	18,91	84,00	0,23
	Aniônico 2mg/L		64,80	0,29
	Catiônico 2mg/L		105,60	0,18
	Não-iônico 4mg/L		69,60	0,27
PAC 200mg/L	--	33,87	64,80	0,52
	Aniônico 2mg/L		64,80	0,52
	Catiônico 2mg/L		69,60	0,49
	Não-iônico 2mg/L		69,60	0,49
Cloreto Férrico 75mg/L	--	25,77	74,25	0,35
	Aniônico 2mg/L		74,25	0,35
	Catiônico 6mg/L		84,15	0,31
	Não-iônico 4mg/L		84,15	0,31

* Geração de Lodo – Sedimentabilidade dos flocos formados

A geração de lodo, analisada através da determinação do IVL, foi interpretada quanto à sua sedimentabilidade (Tabela 6). Notou-se que o sulfato de alumínio foi o coagulante que obteve os maiores índices, ou seja, flocos com menor capacidade de sedimentar. A adição de auxiliares de floculação não alteraram significativamente os resultados para PAC e cloreto férrico; o contrário pode ser observado para o sulfato de alumínio.

3.3 Considerações Finais

Os ensaios para Sulfato de Alumínio obtiveram boa remoção de fósforo, mantendo-se constantemente abaixo de 1mg/L e chegando a eficiências de remoção maiores que 90%. Para turbidez também foram obtidas excelentes remoções, chegando a exceder 90% com a adição dos auxiliares de floculação. O consumo de alcalinidade foi o maior verificado entre os coagulantes testados, chegando a atingir porcentagens próximas a 50% de consumo (relações mássicas Al/CaCO₃ entre 0,18 e 0,29). A remoção de DQO_{tot} e SST foi satisfatória, se comparado com os resultados dos outros coagulantes, apresentando sinais claros de melhora da eficiência de remoção com a adição dos auxiliares. A sedimentabilidade dos flocos formados variou entre 1200mL/g e 600mL/g. Para o sulfato de alumínio, cuja concentração verificada nos ensaios complementares foi de 120mg/L, o alto consumo de alcalinidade foi o fator que contribuiu para a não utilização do mesmo em escala real para remoção de fósforo.

De uma maneira geral, o coagulante PAC foi o que obteve o conjunto dos melhores resultados, principalmente para remoção de SST e turbidez. O consumo de alcalinidade foi o menor obtido nesta pesquisa (relações mássicas Al/CaCO₃ 0,49 a 0,52), sendo a remoção de DQO_{tot} claramente prejudicada pela adição de auxiliares de floculação. A remoção de fósforo foi extremamente satisfatória, atingindo níveis de 0,12 mgP/L residual. A sedimentabilidade dos flocos formados, medida através da determinação do IVL, foi mediana, com significativo decréscimo com a adição de polímero catiônico e não-iônico. Em virtude da reduzida remoção de DQO_{tot} verificada, e aliado à alta concentração de PAC estabelecida (200mg/L), a utilização do mesmo como coagulante para a remoção de fósforo em escala real foi descartada.

O Cloreto Férrico alcançou níveis satisfatórios de remoção de fósforo, constantemente mantido abaixo de 1mg/L. No entanto, os resultados para turbidez apresentaram baixas eficiências de remoção, se comparados aos obtidos pelos outros coagulantes testados. A remoção de DQO_{tot} obteve aumento significativo com a adição dos auxiliares de floculação, atingindo porcentagens superiores a 80%. Mesmo comportamento não foi observado para SST, que com a adição dos auxiliares apresentou quedas na eficiência de remoção. Já o consumo de alcalinidade não foi afetado diretamente pelo uso dos auxiliares, mantendo-se em 30% (relações mássicas Fe/CaCO₃ 0,31 a 0,35). A sedimentabilidade dos flocos formados não variou significativamente com a adição de auxiliares de floculação, apresentando resultados mais homogêneos em todos os testes.

Considerando que o Cloreto Férrico alcançou os níveis desejados de remoção fósforo, obteve também bom desempenho na remoção de SST e DQO_{tot} e, considerando ainda, a disponibilidade do produto no mercado e seu custo relativamente baixo, optou-se por realizar a remoção de fósforo em escala real com o coagulante Cloreto Férrico, em dosagem de 75mg/L, sem adição de auxiliares de floculação. Outro fator importante para sua escolha são as vantagens que podem advir da recirculação do lodo contendo ferro, para dentro do reator anaeróbio, como uma possível redução de odores (Nielsen *et al.*; 2008). Apesar das excelentes remoções obtidas com sulfato de alumínio e PAC, em combinação com os auxiliares de floculação, o fator econômico influenciou nesta tomada de decisão.

4 Conclusão

Coagulantes com sais de alumínio e ferro são altamente eficientes na remoção de fósforo de efluentes anaeróbios secundários. A concentração mínima encontrada de fósforo dissolvido (PO₄₃₋) para Sulfato de Alumínio, PAC e cloreto Férrico, sem a adição de auxiliares de floculação, foram 0,53, 0,37 e 1,01mg/L, respectivamente.

Os coagulantes Sulfato de Alumínio e PAC foram mais eficiente na clarificação do efluente secundário avaliado, obtendo eficiências de remoção de turbidez elevadas. Entretanto, proporcionaram uma geração de lodo maior. O Cloreto Férrico, apesar de não ter sido tão eficiente quanto os produtos à base de alumínio, produziu efluentes de acordo com os níveis desejados, além de gerar volume de lodo menor.

A adição de auxiliares de floculação elevou as eficiências de remoção de fósforo dissolvido. O polímero catiônico foi o que obteve melhores resultados, em todos os coagulantes estudados.

A adição de auxiliares de floculação afetou a remoção de DQO_{tot}, SST, consumo de alcalinidade e IVL, sendo de uma maneira geral o coagulante Cloreto Férrico o que obteve melhores resultados nesses parâmetros avaliados. Aliado a isto e a fatores econômicos, optou-se por uma concentração de 75mg/L de Cloreto Férrico como coagulante a ser aplicado em escala real.

5 Referências Bibliográficas

APHA, AWWA, WPCF. (2005) **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 21th ed.

DI BERNARDO, L.; DI BERNARDO, A.; CEUTRIONE FILHO, P. L. (2002) **Ensaio de tratabilidade de água e dos resíduos gerados em estações de tratamento de água**. Rima Editora, São Carlos.

EBELING, J. M.; SIBRELL, P. L.; OGDEN, S. R.; SUMMERFELT, S. T. (2003) Evaluation of chemical coagulation-floculation aids for the removal of suspended solids and phosphorus from intensive recirculation aquaculture effluent discharge. **Aquaculture Engineering** 29, pp. 23-42.

GONÇALVES, R. F., F. Sammut, and F. Rogalla (1992) High rate biofilters - simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. In: Hahn, H.H. et Klute, R. (Eds) **Chemical water and Wastewater Treatment, 5e Symposium Gothrnburg** (Nice), 28 - 30 sept., Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1992, pp. 357 - 372

GUALBERTO, F. M. (2009) **Otimização de processos de precipitação química na remoção de fósforo de esgotos sanitários mediante a utilização de sais de ferro como coagulante**. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.

KAN, C. HUANG, C., PAN, J. R. (2002) Time requirement for rapid-mixing in coagulation. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, 203, 1-9.

LETTERMAN, R. D.; AMIRTHARAJAH, A.; O'MÉLIA, C. R. (1999) "Coagulation and Flocculation", in R. D. Letterman (ed.), **Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies**, 5th ed., American Water Works Association, Mc-Graw-Hill, New York).

LIBÂNIO, M.; PEREIRA, M. M.; VORCARO, B. M.; REIS, R. C.; HELLER, L. (1997) Avaliação do emprego de sulfato de alumínio e do cloreto férrico na coagulação de águas naturais de turbidez média e cor elevada. **Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. PP. 1365-1373.

Marques, A. (2004) Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

NIELSEN, A. H.; HVITVED-JACOBSEN, T.; VOLLERTSEN, J. (2008) Effects of pH and Iron Concentrations on Sulfide Precipitation in Wastewater Collection Systems. **Water Environment Research**, Volume 80, N^o 4, pp. 380-384.

SANTOS NETO, José Venâncio dos. (2004) **Filtração terciária precedida de coagulação – floculação para remoção de turbidez e fósforo do efluente de uma ETE UASB+BFs**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

SANTOS, Hélio Rodrigues dos. (2001) **Aplicação de coagulantes no afluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário**. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos.

SZABO, A.; TAKÁCS, I.; MURTHY, S.; DAIGGER, G. T.; LICSKÓ, I.; SMITH, S. (2008) Significance of design and operational variables in chemical phosphorus removal. **Water Environment Research**, Volume 80, N^o 5, pp. 407-416.

TCHOBANOGLOUS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. (2003) **Wastewater Engineer: Treatment and Reuse**. McGraw-Hill Inc., 4ed., New York

VON SPERLING, M. (1996) **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - Universidade Federal de Minas Gerais.

WANG, Y.; HAN, T.; XU, Z.; BAO, G.; ZHU, T. (2005) Optimization of phosphorus removal from secondary method in Tianjin, China. **Journal of Hazardous Materials**, B121, pp. 183-186.

Capítulo 3

Remoção físico-química de fósforo em estação compacta de tratamento de esgotos.

Camila Vidal Alves Silva, Rosane Hein de Campos e Ricardo Franci Gonçalves.

Resumo

A utilização de processos físico-químicos para remoção de nutrientes é tecnologia amplamente utilizada, obtendo resultados cada vez mais promissores. O fósforo constitui em desses nutrientes, sendo responsável direto por problemas ambientais, como a eutrofização de corpos d'água receptores. Sendo assim, essa pesquisa propõe a remoção de P por precipitação físico-química, analisando seus impactos sobre a tecnologia existente (UASB+FB), sendo o polimento de efluente anaeróbio analisado entre opção aeróbia e anaeróbia. A pesquisa foi dividida em 2 etapas: na primeira etapa avaliou-se o desempenho da estação de tratamento de esgotos sanitários em escala real com os reatores UASB+FB; na segunda etapa realizou-se a remoção de P em escala real, através de co-precipitação com FeCl_3 75mg/L, utilizando FB aerado e não aerado. As eficiências de remoção atingidas na etapa 1 para P_{tot} , Turbidez, DQO_{tot} , SST e SSed foram, respectivamente, 7%, 77%, 66%, 74% e 98%. A aplicação de coagulante em escala real (etapa 2) alcançou eficiências de remoção para P_{tot} de 66% e para PO_4^{3-} de 51%, em polimento aeróbio; e 11% para PO_4^{3-} em polimento anaeróbio. Os resultados foram bastante promissores para remoção de matéria orgânica, sólidos e turbidez, atingindo remoções de, respectivamente, 76%, 92% e 77% na etapa aeróbia e 47%, 92% e 77% para a etapa anaeróbia.

Palavras-Chave: Filtro Biológico, Remoção de Fósforo, Sais de Ferro.

1 Introdução

A situação ideal nos sistemas de tratamento de esgotos seria a completa remoção de patógenos, alta remoção de DQO com recuperação da energia e compostos de interesse, como nitrogênio, fósforo e enxofre (FORESTI *et al*, 2006). Grandes quantidades de fosfato presentes no esgoto são uma das principais causas da eutrofização, que afeta negativamente muitos corpos d'água naturais, tanto doces quanto marinhos (DE-BASHAN, 2004).

De acordo com Clark *et al* (1997), as técnicas de remoção de fósforo caem em três categorias principais: físicas, químicas e biológicas. Os processos físicos são caros e ineficientes; os biológicos possuem dificuldades operacionais consideráveis, apesar de terem eficiências acima de 97%; já os químicos são bem estabelecidos, e se dão através da adição de sais coagulantes, principalmente de ferro e alumínio.

A defosfatação físico-química propicia a formação de sais metálicos ou hidróxidos, através da adição de coagulantes. Os sais formados podem ser separados por decantação, flotação ou filtração. O tipo de reagente utilizado, o ponto de aplicação deste no circuito de tratamento e o processo físico de separação dos sais formados são características que distinguem os vários processos de defosfatação (GONÇALVES *et al*, 1994).

O tratamento avançado de esgotos tem recebido atenção de muitos autores, principalmente no que concerne à remoção de nutrientes (GASPAR, 2003; SANTOS NETO, 2004; DELAZARE, 2004; CAMPOS, 2006). A opção de adequação do efluente proveniente do tratamento avançado para o reúso urbano não-potável também vem sendo considerada e estudada (ALHUMOUD *et al*, 2003; TOSETTO, 2005), o que torna o desenvolvimento de adaptações economicamente viáveis, em estações de tratamento já implantadas, uma meta a ser cumprida.

Neste contexto, essa pesquisa estudou o desempenho de uma estação compacta de tratamento de esgotos sanitários (UASB+FB) visando à remoção em escala real de fósforo, sólidos e matéria orgânica, com aplicação de Cloreto Férrico. Foram testados dois sistemas de pós-tratamento do efluente do reator UASB: filtro biológico aeróbio submerso (FBAS) e filtro anaeróbio (FA).

2 Material e Métodos

2.1 Contextualização

A pesquisa foi desenvolvida no Parque Experimental da Estação de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Espírito Santo (Sistema ETE-UFES), localizado no Campus Goiabeiras, Vitória-ES. O esgoto era proveniente do bairro Jardim da Penha (vizinho ao campus) de origem essencialmente doméstica, sendo recalcado de uma

estação elevatória da Companhia Espírito Santense de Saneamento (CESAN) até a ETE-UFES, através de conjunto moto-bomba submersa.

2.2 Descrição do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES

O sistema ETE-UFES era composto de pré-tratamento, constituído por uma peneira estática, dois dispositivos de remoção de gordura e um gradeamento, localizados a montante da estação elevatória, seguida de reator UASB, filtro biológico (FB) e decantador secundário (Figura 1). A ETE-UFES foi projetada para tratar o esgoto gerado por aproximadamente 1000 habitantes, e operar a uma vazão de 1,0L/s.

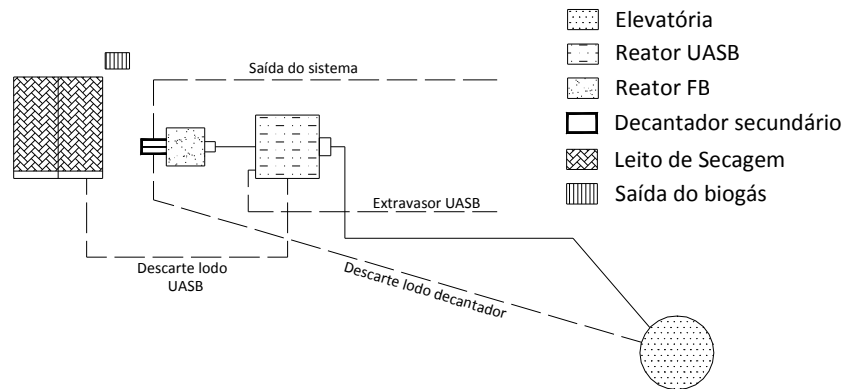


Figura 1: Desenho esquemático do sistema convencional ETE-UFES

O reator UASB foi construído em aço carbono de forma retangular com dimensões totais 2,5 x 2,5 x 5,0 m, e volume útil total de 26m³. O esgoto bruto proveniente da elevatória era bombeado à caixa de passagem do reator UASB através de um conjunto moto-bomba submersa marca SPV EG-400, controlado por um inversor de freqüência WEG (Figuras 2 e 3). O esgoto entrava pela parte superior do reator e era encaminhado através de quatro tubulações verticais até o fundo, de onde seguia em fluxo ascendente até a parte superior, sendo encaminhado para o FB.



Figura 2: Reator UASB e caixa de passagem



Figura 3: Quadro do conjunto bomba – inversor.

A etapa de pós-tratamento do efluente anaeróbio era realizada pelo filtro biológico (de dimensões 1,5 x 1,5 x 5,0 m e volume útil total de 5,7m³), onde o esgoto fluía ascendentemente através do leito filtrante de 1,9 m de altura, composto de material sintético (conduítes elétricos corrugados de 1" cortados de 2 em 2 cm). O meio suporte do filtro possuía área superficial de 202m²/m³, porosidade de 92% e massa específica de 53kg/m³ (BAZZARELA, 2005). Durante o período de teste em filtro biológico aeróbio - FBAS, (etapa 1), o suprimento de ar era assegurado por um aerador submerso (Marca Inject-Air Série ASI), sendo injetado em fluxo co-corrente do efluente. Na etapa 2 (teste em filtro biológico anaeróbio, FA) o aerador era desligado. O filtro biológico era dotado de cinco torneiras que permitiam coleta de amostras ao longo da sua altura. As Figuras 4 e 5 mostram o filtro biológico e o meio suporte, respectivamente.



Figura 4: FBAS com torneiras



Figura 5: Meio suporte do filtro biológico

O decantador secundário foi construído em fibra de vidro com reforço estrutural em aço e com volume de 4,65m³ (Figura 6). Seu interior era composto por placas inclinadas a 60° em relação à horizontal, tendo como principal finalidade remover o lodo provido do FBAS.

O descarte do decantador era controlado por uma válvula pneumática acoplada a um compressor (Figura 7), sendo a primeira acionada automaticamente a cada hora, descartando durante dois minutos. O volume descartado era retornado à elevatória.

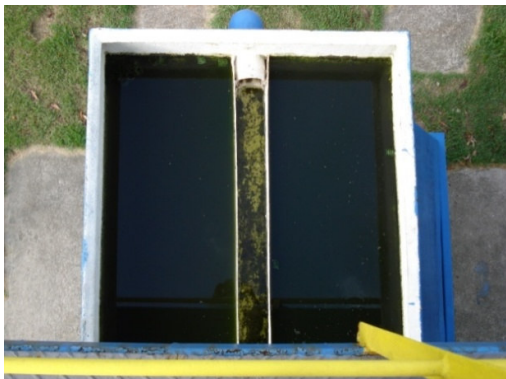


Figura 6: Decantador Secundário (Vista superior)



Figura 7: Válvula Pneumática

2.3 Medição do desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES

Para a realização da caracterização do esgoto afluente ao Sistema ETE-UFES foram analisados parâmetros de fase líquida e sólida, a fim de averiguar a eficiência do tratamento anaeróbio e aeróbio, quanto à remoção de matéria orgânica, turbidez, sólidos e nutrientes. Todas as análises laboratoriais necessárias à realização desta pesquisa foram realizadas no Laboratório de Saneamento (Labsan) da mesma instituição, de acordo com o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20ª e 21ª edição (APHA *et al.*, 2005), descritos no Anexo A. Os parâmetros analisados e seus respectivos planos de amostragem são descritos no quadro 1.

Quadro 1: Parâmetros de fase líquida e frequência de análises realizadas na etapa de tratamento convencional

FASE LÍQUIDA	FREQÜÊNCIA DE ANÁLISES		
	Diárias	3 vezes por semana	Semanais
	pH, turbidez, OD, vazão.	Alcalinidade bicarbonato, SSed, SST, DQO _{tot} , S ⁻² , SO ₄ ⁻² .	DBO ₅ , DQO _{filtr} , NTK, NH ₄ ⁺ , P _{tot} , PO ₄ ⁻³ .

As amostras simples eram coletadas diariamente, em coletas simples pela manhã (entre 8h00 e 9h00). Eram quatro pontos de amostragem no Sistema ETE-UFES: afluente ao UASB (AU), efluente ao UASB (EU), efluente do filtro biológico (F4) e efluente do decantador (ED). Estes abrangiam todo o desempenho do sistema de tratamento, contemplando as entradas e saídas dos reatores. Frascos de plástico foram utilizados para coleta, obedecendo às exigências para cada parâmetro analisado.

O monitoramento de amostras simples foi realizado durante 11 meses, sendo iniciado em janeiro de 2008 e concluído em novembro do mesmo ano. A análise estatística dos dados físico-químicos foi feita através de software Excel para a obtenção de estatística descritiva (média, desvio-padrão, máximo, mínimo e coeficiente de variação).

2.4 Medição do desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante para remoção de fósforo

A aplicação de Cloreto Férrico para a remoção de fósforo em escala real necessitou de algumas modificações na estrutura física do sistema ETE-UFES. Os pontos de coleta de amostras foram distribuídos ao longo de todo o sistema de tratamento, totalizando 9 pontos. Um esquema detalhado dos pontos de coleta é apresentado na Figura 8.

A aplicação do coagulante foi realizado através de uma bomba dosadora, marca Hanna Instruments modelo BLx 18,2L/h, sendo a agitação garantida por um agitador mecânico eletrônico Quimis, modelo Q-235. Uma caixa d'água de 1000L serviu de reservatório para o coagulante, que era repostado a cada três dias.

O monitoramento diário da remoção de fósforo compreendeu 10 pontos de coleta, distribuídos pelo sistema de tratamento: afluente elevatória (AE), afluente UASB (AU),

efluente UASB (EU), afluente do filtro biológico após adição de $FeCl_3$ (F0), filtro altura 75cm (F1), filtro altura 150cm (F2), filtro altura 225cm (F3), efluente do filtro (F4), efluente decantador (ED) e lodo de descarte do decantador (Figura 8). Nesta etapa, foram realizadas coletas de amostras para análise de parâmetros de fase líquida e sólida (Quadro 2).

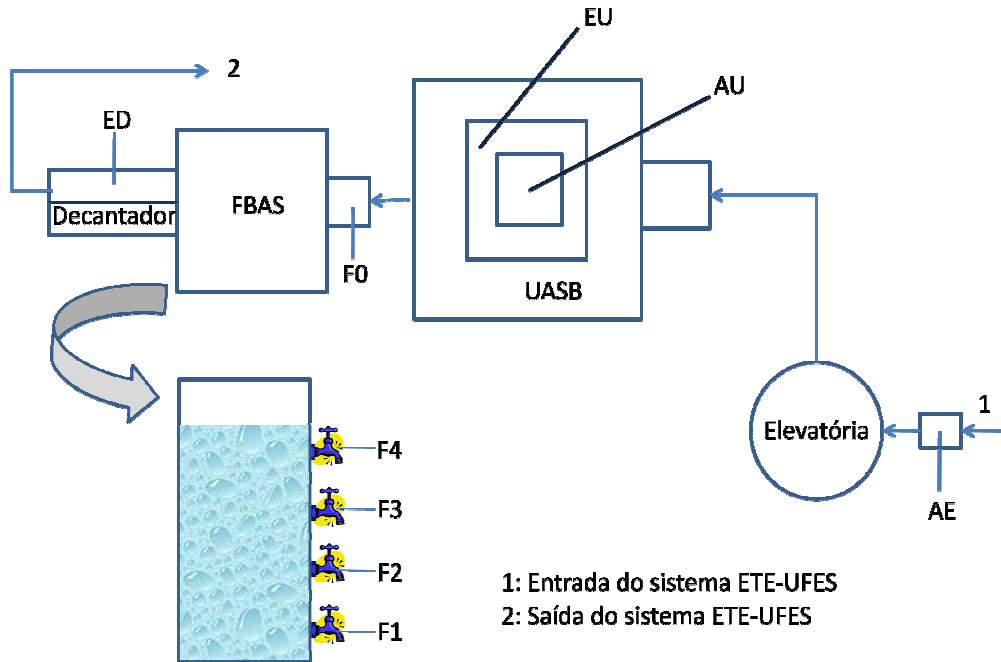


Figura 8: Desenho esquemático para remoção de fósforo em escala real e pontos de amostragem

Quadro 2: Parâmetros de fase líquida e sólida analisados na etapa de remoção de fósforo em escala real

ANÁLISES REALIZADAS	
Fase Líquida	pH, Turbidez, DQO_{tot} , SST, SSed, Ptot, Pdis
Fase Sólida	ST, SVT, SF, Ptot

A coleta de amostras simples foi realizada sempre pela manhã, entre 8h00 e 9h00, durante 14 dias (7 para etapa aeróbia e 7 para etapa anaeróbia) e imediatamente levadas para análise no Labsan.

3 Resultados e Discussão

3.1 Desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES

O sistema de tratamento convencional de esgotos ETE-UFES (UASB+FB) foi monitorado durante aproximadamente 300 dias, com frequências de análises especificadas no Quadro 1. Durante o período experimental, o sistema de tratamento foi operado com uma vazão média de 0,58L/s, resultando em um tempo de detenção hidráulico médio no reator UASB de 15,4h, apresentando carga orgânica afluyente média de 0,82kgDQO_{tot}/m³d. A estatística descritiva dos parâmetros monitorados é apresentada na Tabela 1.

Tabela 1: Estatística descritiva para os parâmetros analisados durante o monitoramento do sistema de tratamento convencional

Etapas do tratamento	Pontos de amostragem	Parâmetros Estatísticos	pH	Turbidez NTU	DBO ₅ mgO ₂ /L	DQO _{tot} mgO ₂ /L	SST mg/L	SSed mL/L	Alcalinidade bicarbonato mgCaCO ₃ /L	Fósforo Total mgP/L	Fósforo Dissolvido mgP/L	Sulfato mg/L	Sulfeto mg/L	NTK mgN/L	NH ₃ mgN/L
Reator UASB	Afluente UASB	Média	7,15	183	323	520	111	4,55	266	7,06	5,22	36,04	12,94	82,47	63,84
		N	75	74	9	43	37	43	34	14	12	14	22	11	8
		DP	0,33	134,81	133,5	404,71	80,86	6,88	141,07	3,73	3,33	14,79	4,40	23,10	32,53
		CV	0,05	0,74	0,41	0,78	0,73	1,51	0,53	0,53	0,64	0,41	0,34	0,28	0,51
		Máx	8,21	700	500	2354	352	38	1035	10,15	8,30	71,68	21,60	134,40	134,40
		Mín	6,65	37	100	145	4	0,05	101	4,63	3,09	14,00	2,80	53,76	33,60
	Efluente UASB	Média	7,03	58	138	297	40	0,18	287	6,78	5,69	34,99	8,48	59,26	51,15
		N	74	74	9	43	36	43	34	14	12	15	22	11	9
		DP	0,15	21,04	56,18	181,37	21,05	0,24	153,88	4,05	3,52	15,65	2,58	26,34	20,28
		CV	0,02	0,4	0,41	0,61	0,53	1,29	0,54	0,60	0,62	0,45	0,30	0,44	0,40
		Máx	7,74	144	230	849	81	0,9	1208	10,86	8,89	76,75	13,40	100,80	80,64
		Mín	6,70	20	80	45	3	0	121	3,36	3,59	14,19	4,80	13,44	13,44
		ERP	--	68	57	43	64	96	--	4	--	--	34	28	20
		Média	7,00	70	85	245	85	4,91	237	6,06	4,58	48,69	1,88	59,73	38,22
Filtro biológico	Efluente filtro	N	49	48	9	27	26	27	22	12	10	15	20	9	8
		DP	0,16	60,86	46,77	186,86	105,22	7,40	117,19	3,33	2,73	19,66	2,14	27,12	15,96
		CV	0,18	0,9	0,55	0,76	1,24	1,51	0,49	0,55	0,60	0,40	1,14	0,45	0,42
		Máx	7,29	320	190	871	434	30	743	8,38	5,69	90,50	6,80	107,52	63,84
		Mín	6,32	10	30	45	0	0	99	3,64	3,53	17,90	0	13,44	13,44
		ERP	--	--	39	18	--	--	--	11	19	--	78	--	25
		Média	7,08	41	63	178	28	0,12	227	6,56	4,84	51,27	2,09	50,09	40,32
Decantador Secundário	Efluente Decantador	N	73	73	9	41	37	43	33	15	12	15	22	11	9
		DP	0,18	46,53	40,52	143,66	26,80	0,21	98,50	4,01	3,21	20,06	2,18	22,76	16,80
		CV	0,03	1,1	0,65	0,81	0,94	2,04	0,43	0,61	0,66	0,39	1,05	0,45	0,42
		Máx	7,70	212	170	493	115	1	738	9,00	5,78	94,23	8,80	13,44	73,92
		Mín	6,60	6,5	30	22	1	0	101	4,36	3,14	15,22	0	0	20,16
		ERP	--	41	26	27	66	100	--	--	--	--	--	--	--
Eficiência de Remoção Total do Sistema			--	77	81	66	74	98	--	7	7	--	84	39	37

* Remoção de Turbidez

A turbidez média observada no esgoto afluente ao sistema de tratamento (afluente UASB) foi de 199UT e de 43UT no efluente do decantador, resultando em uma remoção média de 77% (Tabela 1). A turbidez do efluente (Figura 9) foi extremamente variável (de 37 a 700UT), enquanto que a variação do efluente do decantador foi menor (de 6,5 a 212UT).

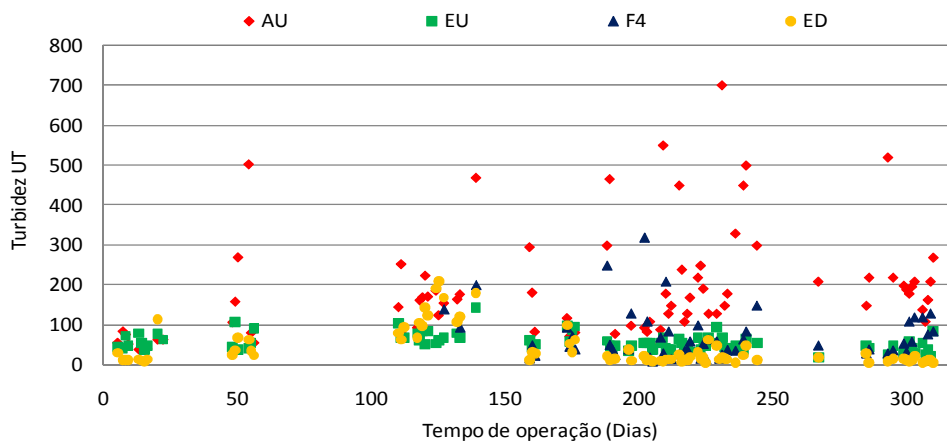


Figura 9: Variação da turbidez no sistema de tratamento convencional durante período monitorado

A partir do 200^o dia de operação, a turbidez do efluente do decantador passou a apresentar valores constantemente abaixo de 50UT, indicando uma tendência de estabilização do sistema e o funcionamento adequado da etapa de decantação.

* Remoção de Sólidos

A remoção de SST no sistema de tratamento convencional atingiu 74%, com valores médios no afluente de 111mg/L e no efluente do sistema de 28mg/L. Este resultado atendeu às expectativas para o tratamento, já que um dos objetivos era alcançar uma concentração média efluente do sistema menor ou igual a 30mg/L. A análise dos resultados subsequentes (Figura 10) revelou grande variação de concentração de SST no afluente do sistema (de 4mg/L a 352mg/L).

Observou-se que a partir do 150^o dia de operação (Figura 2) a concentração de SST fixou-se em valores inferiores a 50mg/L. Novamente percebeu-se que a partir deste período de operação, o sistema aparentemente entrou em regime permanente, estabilizando sua capacidade de remoção.

Outro aspecto importante refere-se à concentração de SST no efluente do FBAS (F4). A partir do 100^o dia de operação iniciou-se a amostragem deste ponto, verificando-se altos valores, superiores até aos encontrados no efluente do UASB. Isto pode ter sido ocasionado pelo desprendimento de biomassa aeróbia formada no reator FBAS, sendo esta depositada no decantador secundário.

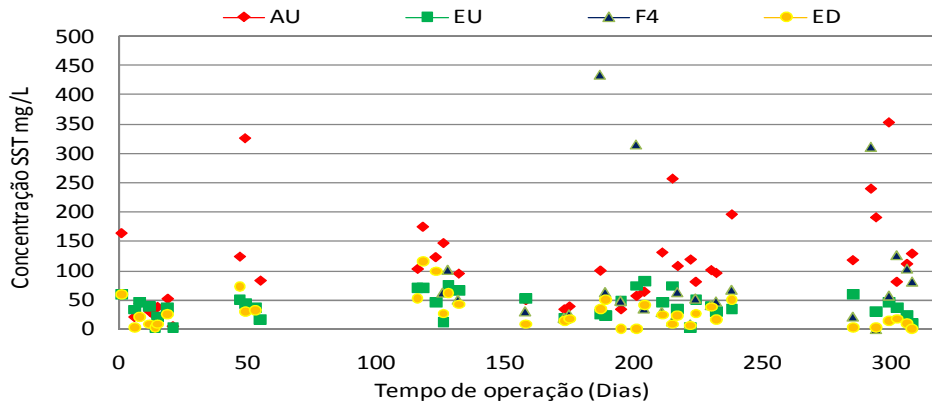


Figura 10: Variação da concentração de SST no sistema de tratamento convencional durante período monitorado.

* **Remoção de Matéria Carbonácea**

A concentração de DQO_{tot} média afluente e efluente ao sistema de tratamento durante o período monitorado foram de $520\text{mgO}_2/\text{L}$ e $178\text{mgO}_2/\text{L}$, resultando em eficiência média total de remoção de 66%. A DBO_5 por sua vez, apresentou uma eficiência média de remoção de 81%. Estes resultados encontram-se abaixo dos verificados por Gonçalves (2001), que variaram de 80% a 90% de eficiência de remoção para DQO_{tot} e 85% a 95% de remoção para DBO_5 .

Isto pode ser atribuídos a fatores como paradas freqüentes do sistema devido a problemas mecânicos. Algumas dessas paradas duraram dias, tempo suficiente para desestabilizar a biomassa aeróbia do FBAS. Porém o mesmo não aconteceu com o reator UASB, que manteve a mesma tendência de capacidade de remoção de matéria carbonácea. O comportamento dos reatores pode ser analisado através das séries históricas de DQO_{tot} e DBO_5 (Figura 11 e 12).

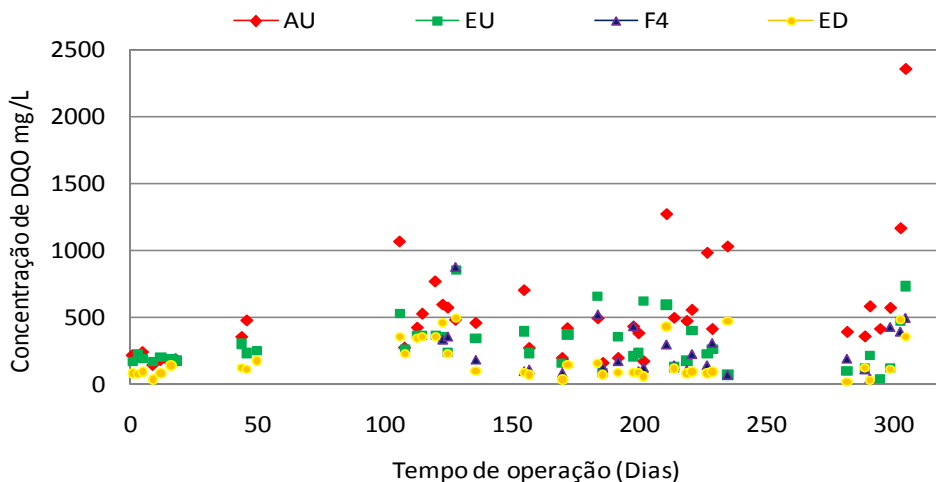


Figura 11: Variação da concentração de DQO_{tot} no sistema de tratamento convencional durante período monitorado.

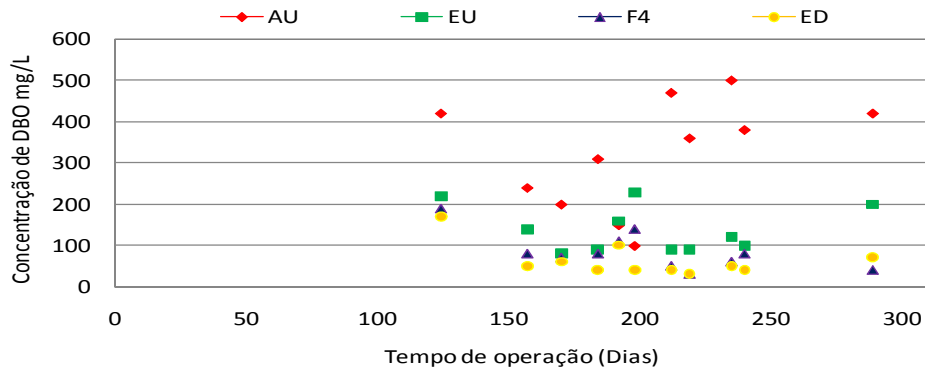


Figura 12: Variação da concentração de DBO₅ no sistema de tratamento convencional durante período monitorado.

Através da análise da Figura 11, observa-se que a partir do 100^o dia de operação os valores de concentração de DQO_{tot} efluente do sistema (efluente decantador) uma tendência de constância com concentrações abaixo de 100mg/L, indicando o início da entrada em regime permanente do sistema de tratamento. Na Figura 12, mesmo comportamento pode ser visualizado, quando a concentração efluente de DBO₅ aparenta ter entrado em regime após o 150^o dia.

*** Remoção de Fósforo**

A concentração média de P_{tot} observada no período de monitoramento foi de 7,06mgP/L no afluente e 6,56mgP/L no efluente. Para PO₄³⁻, as concentrações afluente e efluente foram ligeiramente menores, 5,22mgP/L e 4,84mgP/L respectivamente (Figura 13). As eficiências de remoção total para as duas formas de fósforo foram de 7% (Tabela 1). Ressalta-se que esta remoção pode, na verdade, ser devida à assimilação das formas de fósforo pela biomassa dos reatores, já que o mesmo é nutriente essencial e limitante para o desenvolvimento dos microorganismos envolvidos no tratamento de esgotos.

Através da análise dos resultados confirmou-se a remoção ineficiente das formas de fósforo. Este tipo de sistema de tratamento (UASB + FBAS) não foi desenvolvido para a remoção de nutrientes, apesar desta ser verificada para formas de nitrogênio e enxofre. Entretanto, as formas de fósforo não são removidas em níveis satisfatórios.

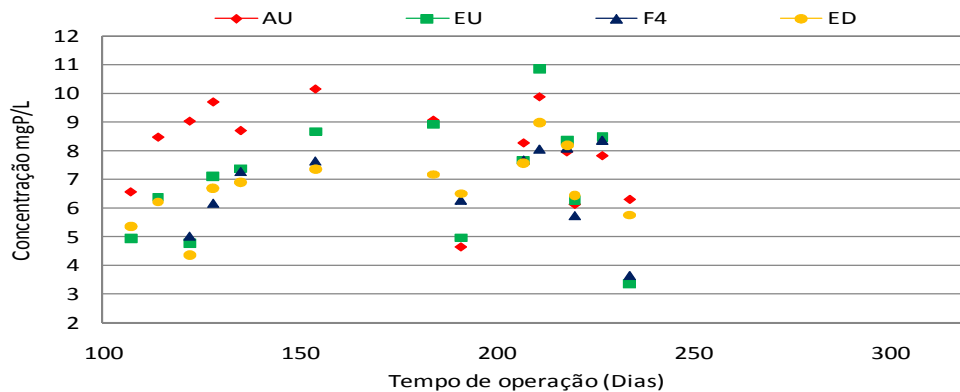


Figura 13: Variação da concentração de P_{tot} no sistema de tratamento convencional durante período monitorado

3.2 Desempenho do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante (75mg/L de Cloreto Férrico).

* Remoção de Fósforo

O monitoramento do sistema de tratamento em relação à remoção de formas de fósforo durante as duas etapas de polimento estudadas apresentou variações significativas (Figura 14). Notou-se que a etapa aeróbia de pós-tratamento obteve resultados menores para o efluente do sistema (ED) que os obtidos pela etapa anaeróbia de pós-tratamento.

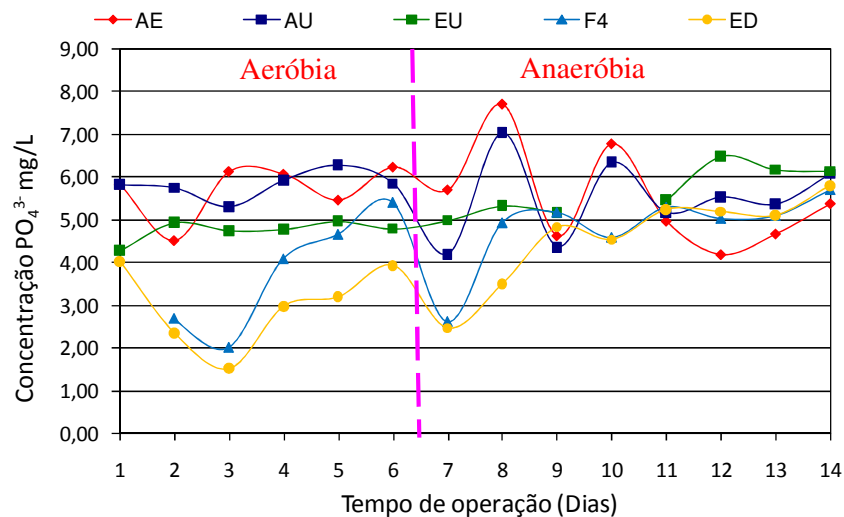


Figura 14: Variação da concentração de PO_4^{3-} no sistema de tratamento durante período de monitoramento

A remoção de fósforo obtida é apresentada juntamente com valores observados na literatura técnica para estudos realizados no Brasil e no mundo (Tabela 2). Em sua maioria, as pesquisas sobre defosfatação são feitas em laboratório ou escalas piloto, com controle de variáveis que podem influenciar no seu desempenho. Esta pesquisa foi realizada em escala real, e esteve sujeita a todo tipo de intempérie.

Na etapa aeróbia, remoção de P_{tot} alcançou 66% de eficiência total no sistema com a aplicação do coagulante, enquanto que a remoção de PO_4^{3-} obteve 51%; um incremento de 59% em comparação com o tratamento convencional (Tabela 1). Segundo Von Sperling (2005), de acordo com normas da comunidade européia, a eficiência de remoção de fósforo para efluentes de ETEs urbanas deve ser de 80%, ou 2,0mgP/L, para estações que atendam uma população entre 10.000 e 100.000 habitantes. A concentração média do efluente do sistema na etapa aeróbia de pós-tratamento foi de 2,60mgP/L para P_{tot} e 2,81mgP/L para PO_4^{3-} , pouco acima do limite recomendado. A diferença entre o resultado de P_{tot} e PO_4^{3-} provavelmente deve-se a algum erro experimental isolado.

A maior parte do fósforo floculado pelo coagulante, nas duas etapas do estudo (aeróbia e anaeróbia) depositou-se no decantador, sendo retornada posteriormente à

elevatória. Este fato foi observado devido ao aumento do aporte de P_{tot} e PO_4^{3-} no afluente ao UASB, maior que o detectado no afluente a elevatória.

Tabela 2: Eficiências de remoção de formas de fósforo em diversas pesquisas

Autor	Coagulantes	Eficiências de remoção	Observações
Esta pesquisa	$FeCl_3$, 75mg/L	51% para PO_4^{3-} 66% para P_{tot}	Reator UASB seguido de co-precipitação em reator FBAS, com decantação secundária.
Esta pesquisa	$FeCl_3$, 75mg/L	11% para PO_4^{3-}	Reator UASB seguido de co-precipitação em FA, com decantação secundária.
Gonçalves et al, (1992)	$Na(Al(OH)_4)$ 1 a 2:1 (Al:P)	70 a 80% para PO_4^{3-}	Co-precipitação em Biofiltro de alta taxa (Biostyr) precedido de clarificador primário.
Gaspar (2003)	$FeCl_3$ 80mg/L	53 a 74% para P_{tot}	Seqüência de pré-tratamento seguido de reator UASB e pós-tratamento com lodos ativados (Escala piloto).
	$FeCl_3$ 80mg/L e Pol. Cat. 1mg/L	65 a 73% para P_{tot}	
	$FeCl_3$ 150mg/L	87 a 99% para P_{tot}	
Hidaka et al, (2003)	$FeCl_3$ 10mg/L e Pol. An. 0,25mg/L	90-95%, com residual de 0,2mgP/L	Pré-precipitação seguida de biofiltração com nit/denit.
Wang et al, (2006)	$Fe_2(SO_4)_3$ Relação molar Fe:P de 1,13:1	90% para P_{tot}	MBBR com nitrificação e desnitrificação simultânea (SND), seguido de precipitação química (escala de bancada).

A variabilidade dos dados em alguns pontos de amostragem ao longo do sistema de tratamento foi considerável (Figura 15). Essa variabilidade pode ter influenciado diretamente o desempenho isolado das unidades operacionais do sistema de tratamento, principalmente o filtro biológico com aeração. A dispersão no ponto EU da etapa anaeróbia pode estar associada ao início do colapso do reator UASB, com relação à carga excedente de fósforo, já que os flocos formados e retornados à elevatória, através do descarte do lodo do decantador, invariavelmente eram direcionados ao reator UASB.

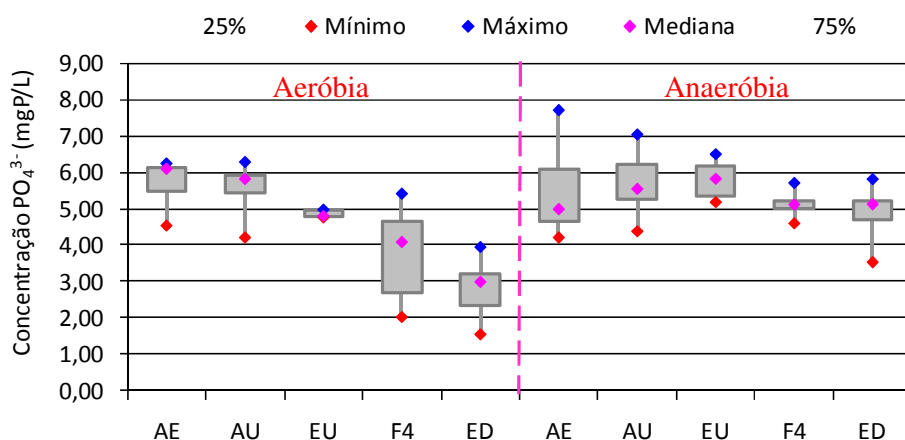


Figura 15: Box-plot para PO_4^{3-} no sistema de tratamento durante período de monitoramento.

A análise de fósforo dissolvido ao longo das alturas do filtro biológico, na etapa aeróbia, revelou grande variabilidade dos dados (Figura 16). A saída do filtro (F4) obteve mediana 4,09mgP/L, maior que a verificada na primeira altura do filtro (F1), de

3,72mgP/L. Já na etapa anaeróbia, a variabilidade dos dados foi significativamente menor, exceto na primeira altura (F1).

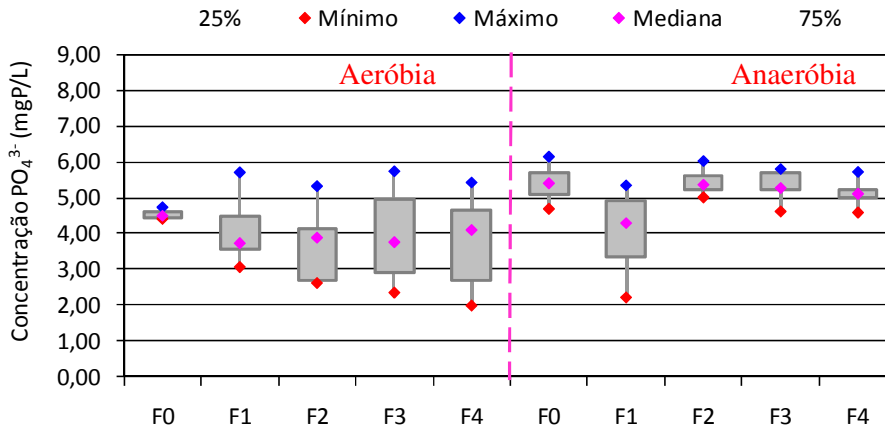


Figura 16: Box-plot para PO_4^{3-} nas alturas do filtro biológico durante período de monitoramento

A diferença de comportamento verificada entre as duas etapas de polimento pode sugerir que a qualidade dos flocos formados durante a coagulação é afetada de acordo com o tipo de tratamento biológico utilizado. Na prática, a aeração pode ter sido responsável por um aumento na agitação do meio líquido, resultando em uma agitação suficientemente grande para promover a quebra do floco formado (LETTERMAN, 1999; AMIRTHARAJAH AND O'MÉLIA, 1990; CAMPOS E POVINELLI, 1976). Sendo assim, o fósforo coagulado pode ter sido liberado no filtro, o que explicaria a grande variabilidade de dados encontrada na análise das alturas do mesmo, durante etapa aeróbia.

O tratamento anaeróbio após a dosagem de coagulante aparenta favorecer a floculação, já que a variabilidade dos dados foi consideravelmente menor que a observada para a etapa aeróbia. Entretanto, essa última obteve resultados de concentração mais baixos que os obtidos para o tratamento anaeróbio.

Dentre os principais fatores que possivelmente afetaram desfavoravelmente a remoção de fósforo, principalmente na etapa de polimento anaeróbio, pode-se citar um gradiente de mistura inadequado fornecido pelo agitador, impossibilitando uma perfeita desestabilização das partículas, e a presença de sulfetos no afluente ao filtro biológico. Os sulfetos reagem rapidamente com o coagulante quando a agitação não atinge o gradiente de velocidade adequado para a precipitação do fósforo (NIELSEN *et al.*, 2008). O precipitado formado com enxofre diminui a disponibilidade de íons Fe^{+3} para a precipitação do fósforo.

A análise do lodo de descarte do decantador revelou a relação P/ST do mesmo (Figura 17). De acordo com Tchobanoglous (2003), a relação presente em lodos primários varia de 0,8 a 2,8% em peso, para lodos não digeridos e 1,5 a 4% para lodos digeridos. O polimento aeróbio apresentou relações P/ST elevadas quando comparada ao observado para o polimento anaeróbio, apresentando relações médias de 8,27 para etapa aeróbia e 3,57 para etapa anaeróbia. A etapa aeróbia apresentou grande variação nas relações P/ST, sendo a etapa anaeróbia mais homogênea. No entanto, as

baixas relações encontradas para a etapa anaeróbia de polimento confirmam sua reduzida eficiência de remoção de fósforo.

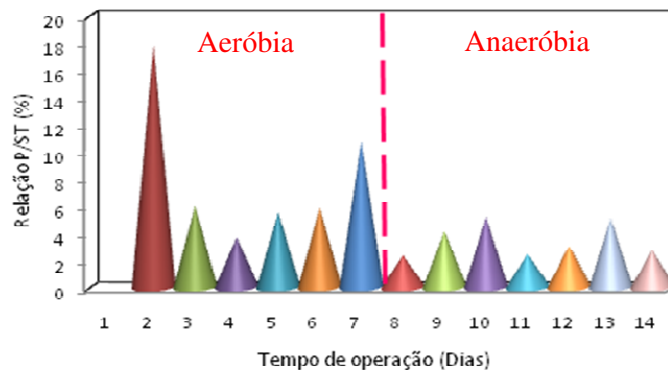


Figura 17: Variação da relação P/ST no lodo de descarte do decantador durante período de monitoramento.

3.3 Demais remoções do Sistema de Tratamento Convencional de Esgotos ETE-UFES com aplicação de coagulante

O monitoramento do sistema de tratamento em relação à remoção de matéria orgânica e sólidos durante as duas etapas de polimento estudadas apresentou variações significativas (Tabela 3). De uma maneira geral, o polimento aeróbio obteve melhores resultados quanto à remoção de turbidez, matéria orgânica e sólidos quando comparado ao polimento anaeróbio e mesmo ao tratamento convencional.

* Remoção de Turbidez

A eficiência de remoção total de turbidez para a etapa de polimento aeróbio não apresentou diferenças significativas em relação ao tratamento convencional, mantendo-se em 77%. Já para o polimento anaeróbio, o mesmo comportamento anterior não foi observado, figurando a remoção em apenas 31%.

A principal diferença entre os tratamentos (com e sem aplicação de coagulante) situou-se na eficiência de remoção por etapas. Na etapa de polimento aeróbio, o reator UASB obteve um incremento de 10%, enquanto que no decantador secundário observou-se uma queda de eficiência de 5%. O polimento anaeróbio não apresentou eficiência de remoção significativa. Ressalta-se aqui que o decantador secundário aparentemente foi a etapa mais exigida do tratamento com a aplicação de coagulante, fato que pode explicar sua queda de eficiência para remoção de turbidez.

* Remoção de Sólidos

A remoção de sólidos obteve um percentual de 92% de eficiência total no sistema de polimento aeróbio com aplicação de coagulante, atingindo um dos maiores níveis dentre os parâmetros analisados. O incremento de eficiência verificado, em comparação com o tratamento convencional (etapa sem adição do coagulante), alcançou 18%.

Tabela 3: Estatística descritiva para os parâmetros analisados durante o monitoramento do sistema de tratamento sob co-precipitação com FeCl_3 75mg/L

Etapa de tratamento	Ponto de amostragem	Parâmetro	Etapa de polimento aeróbio					Etapa de polimento anaeróbio				
			pH	Turbidez (NTU)	DQO _{tot} mgO ₂ /L	SST mg/L	SSed mL/L	pH	Turbidez (NTU)	DQO _{tot} mgO ₂ /L	SST mg/L	SSed mL/L
Elevatória	AE	Média	7,32	216,50	351,96	212,8	6,2	7,20	161,44	485,35	123,12	5,64
		N	7	7	6	6	7	7	7	7	7	7
		DP	0,19	74,95	114,47	102,3	5,3	0,38	43,86	157,45	60,55	8,45
		CV	0,03	0,35	0,33	0,5	0,9	0,05	0,27	0,32	0,49	1,50
UASB	AU	Média	7,22	165,25	261,17	219,3	2,5	6,98	142,00	450,60	95,59	6,23
		N	7	7	6	6	7	7	7	7	7	7
		DP	0,11	67,04	176,28	212,1	2,1	0,24	36,85	161,66	112,15	11,74
	EU	CV	0,01	0,41	0,67	1,0	0,8	0,03	0,26	0,36	1,17	1,89
		Média	7,05	48,33	102,00	49,0	0,2	6,74	94,63	288,44	88,25	2,04
		N	7	7	6	6	7	7	7	7	7	7
		DP	0,09	24,44	48,60	57,8	0,1	0,08	28,78	296,66	42,54	2,15
		CV	0,01	0,51	0,48	1,2	0,5	0,01	0,30	1,03	0,48	1,06
		ERP	--	78	71	77	97	--	41	41	28	64
Filtro Biológico	F4	Média	6,86	78,24	94,16	52,0	3,4	6,64	101,78	307,13	67,87	0,16
		N	7	7	6	6	7	7	7	7	7	7
		DP	0,02	28,33	46,45	36,4	5,7	0,20	30,72	171,94	44,48	0,18
		CV	0,00	0,36	0,49	0,7	1,7	0,03	0,30	0,56	0,66	1,14
		ERP	--	--	8	--	--	--	--	--	--	92
Decantador	ED	Média	6,96	49,73	84,07	18,0	0,0	6,71	112,00	255,94	70,12	0,13
		N	7	7	6	6	7	7	7	7	7	7
		DP	0,04	21,06	73,50	17,4	0,1	0,24	27,49	160,74	49,62	0,07
		CV	0,01	0,46	0,87	1,0	1,7	0,04	0,25	0,63	0,71	0,57
		ERP	--	36	11	65	99	--	--	17	--	23
Eficiência de Remoção Total			--	77	76	92	100	--	31	47	43	98

A concentração média do efluente do sistema chegou a 18mg/L; 10mg/L a menos que o verificado no tratamento convencional (Tabela 1), o que atende ao limite imposto pela comunidade europeia¹. Para a legislação municipal COMDEMA/02 (1991), o recomendado é atingir uma concentração de SST de no máximo 100mg/L, valor pouco restritivo se comparado com outras legislações internacionais. No entanto, o valor de concentração média atingido pelo polimento anaeróbio enquadrou-se nesse último, quando foi verificada uma eficiência de remoção total de 43%.

* Remoção de Matéria Carbonácea

A remoção de matéria carbonácea, representada nesta pesquisa pelo parâmetro DQO_{tot} , atingiu 76% de eficiência total no sistema com polimento aeróbio; um incremento de 10% em comparação com o tratamento convencional. Este incremento foi suficiente para adequar o tratamento, em termos de remoção de DQO_{tot} , para o lançamento de efluentes. O resultado obtido para o mesmo parâmetro na etapa anaeróbia de polimento foi reduzido, atingindo 47%.

A legislação municipal COMDEMA/02 (1991) estabelece um máximo de 200mg/L de DQO_{tot} em efluentes para disposição em corpos d'água. De acordo com Von Sperling (2005), a remoção de DQO_{tot} deve atingir um mínimo de 75%, tendo como limite a concentração de 125mg/L. O efluente do sistema de tratamento com polimento aeróbio alcançou uma concentração de 84mg/L, se enquadrando perfeitamente nos padrões acima citados. O mesmo não foi observado para o efluente do polimento anaeróbio, que obteve média superior a 200mg/L.

4 Conclusão

O tratamento convencional foi eficiente na remoção dos parâmetros Turbidez, DQO_{tot} , SST e SSed, atingindo eficiências de 77%, 66%, 74% e 98% respectivamente. Todas foram condizentes com os limites impostos pela legislação municipal.

A remoção de fósforo com aplicação de Cloreto Férrico não atingiu os limites desejados (abaixo de 1mgP/L), alcançando eficiências de remoção para P_{tot} de 66% e para PO_4^{3-} de 51%, em polimento aeróbio; e 11% para PO_4^{3-} em polimento anaeróbio.

A recirculação do lodo proveniente do decantador para a elevatória influenciou negativamente no tratamento, pois os flocos precipitados de fósforo acabavam retornando ao sistema, provocando estocagem do mesmo.

O sistema ETE-UFES com aplicação de coagulante e polimento aeróbio foi eficiente no tratamento dos parâmetros turbidez, DQO_{tot} , SST, atingindo eficiências de 77%, 76% e 92% respectivamente. Todas foram condizentes com os limites impostos pela legislação municipal, alcançando limites mais restritivos impostos por normas internacionais. O mesmo sistema de tratamento com polimento anaeróbio não foi

¹ Limite de 35mg/L de SST para população atendida maior ou igual a 10000 habitantes (Von Sperling, 2005).

eficiente para remoção de DQO_{tot} , que obteve média acima da imposta pela legislação municipal.

O sistema de tratamento de esgoto ETE-UFES indicou ser passível de adaptações para remoção de fósforo, necessitando de alguns acertos. Os resultados indicam que sua configuração pode ser utilizada para a produção de água de reuso urbano livre de fósforo, ou disposição em coleções d'água, minimizando o efeito de eutrofização.

5 Referências Bibliográficas

ALHUMOUD, J. M.; BEHBEHANI, H. S.; ABDULLAH, T. H. (2003) Wastewater Reuse Practices in Kuwait. **The Environmentalist**, Vol 23, pp. 117–126.

AMIRTHARAJAH, A.; O`MÉLIA, C. R. (1990) Coagulation processes: destabilization mixing and flocculation. In: Water Quality and treatment, American Water Works Association, 4ed. McGraw-Hill, New York.

APHA, AWWA, WPCF. (2005) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21th ed.

BAZARELLA, B. B. (2005) **Caracterização e aproveitamento de água cinza para uso não-potável em edificações**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

CAMPOS, J. R., POVINELLI, J. (1976) **Coagulação e Floculação**: Técnica de abastecimento e tratamento de água. 2. ed. São Paulo: CETESB. cap. 19, p. 661-718.

CAMPOS, R. H. (2006) **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis.

CLARK, T.; STEPHENSON, T.; PEARCE P. A. (1997) Phosphorus removal by chemical precipitation in a biological aerated filter. **Water Research**, Vol. 31, No. 10, pp. 2557-2563.

DELAZARE, Thaís. (2004) **Desnitrificação de esgoto sanitário tratado a nível secundário através de biofiltros submersos utilizando comparativamente metanol e metano como fonte de carbono** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

EBELING, J. M.; SIBRELL, P. L.; OGDEN, S. R.; SUMMERFELT, S. T. (2003) Evaluation of chemical coagulation-flocculation aids for the removal of suspended solids and phosphorus from intensive recirculation aquaculture effluent discharge. **Aquaculture engineering**, vol. 29, p. 23-42.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. (2006) Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications,

new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology** Vol 5, pp. 3–19.

GASPAR, P. M. F. (2003) **Pós-tratamento de efluente de reator UASB em sistemas de lodos ativados visando a remoção biológica do nitrogênio associada à remoção físico-química do fósforo**. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.

GONÇALVES, R. F., F. Sammut, and F. Rogalla (1992) High rate biofilters - simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. In: Hahn, H.H. et Klute, R. (Eds) **Chemical water and Wastewater Treatment, 5e Symposium Gothrnburg** (Nice), 28 - 30 sept., Springer-Verlag Berlin Heidelberg 1992, pp. 357 - 372

GONÇALVES, Ricardo Franci. (1994) **Tecnologias Modernas para remoção de nutrientes de águas residuárias**. Vitória: Departamento de Hidráulica e Saneamento, Universidade Federal do Espírito Santo.

GUALBERTO, F. M. (2009) **Otimização de processos de precipitação química na remoção de fósforo de esgotos sanitários mediante a utilização de sais de ferro como coagulante**. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo.

HIDAKA, T.; TSUNO, H.; KISHIMOTO, N. (2003) Advanced treatment of sewage by pre-coagulation and biological filtration process. **Water Research**, 37, pp. 4259-4269.

LETTERMAN, R. D.; AMIRTHARAJAH, A.; O'MÉLIA, C. R. (1999) "Coagulation and Flocculation", in R. D. Letterman (ed.), **Water Quality and Treatment: A Handbook of Community Water Supplies**, 5th ed., American Water Works Association, Mc-Graw-Hill, New York).

NIELSEN, A. H.; HVITVED-JACOBSEN, T.; VOLLERTSEN, J. (2008) Effects of pH and Iron Concentrations on Sulfide Precipitation in Wastewater Collection Systems. **Water Environment Research**, Volume 80, N^o 4, pp. 380-384.

SANTOS, Hélio Rodrigues dos. (2001) **Aplicação de coagulantes no afluente de reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário**. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, São Carlos,.

SANTOS NETO, J. V. (2004) **Filtração terciária precedida de coagulação – floculação para remoção de turbidez e fósforo do efluente de uma ETE UASB + BFs**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória.

TCHOBANOGLIOUS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. (2003) **Wastewater Engineer: Treatment and Reuse**. McGraw-Hill Inc., 4ed., New York

TOSETTO, M. S. (2005) **Tratamento terciário de esgotos sanitários para fins de reúso urbano**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Universidade de Campinas, Campinas.

VON SPERLING, Marcos. (2005) **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos** – 3. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais.

WANG, X. J.; XIA, S. Q.; CHEN, L.; ZHAO, J. F.; RENAULT, N. J.; CHOVELON, J. M. (2006) Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor. **Process Biochemistry** 41, pp. 824-828.

Capítulo 4

Modelagem matemática da remoção de fósforo e sua aplicação em sistema de tratamento de esgotos

Camila Vidal Alves Silva, Rosane Hein de Campos, Ricardo Franci Gonçalves

Resumo

A remoção de fósforo através de adição de cloreto férrico foi investigada a partir do desenvolvimento de modelo matemático. Fatores como pH, dose inicial de Fe e PO_4^{3-} foram utilizados como parâmetros iniciais, sendo o modelo baseado em 11 equações de equilíbrio em fase líquida e 4 em fase sólida. O sistema matemático resultante da modelagem foi resolvido numericamente através de processo iterativo em software MATHCAD®. O efeito do pH e o residual de fósforo em fase líquida foram avaliados, e a remoção obtida pelo modelo comparada com a encontrada em escala real. Uma estimativa da geração de lodo no sistema de tratamento estudado foi realizada e seus resultados avaliados para averiguação do comportamento do sistema. Remoções superiores a 90% foram encontradas em diferentes valores de pH, em condição de excesso de ferro (Fe:P=3,22). Diferenças significativas entre os resultados do modelo e escala real de remoção de fósforo foram observadas, podendo estas ser atribuídas a fatores associados ao comportamento da biomassa em grânulos anaeróbios.

Palavras-Chave: modelagem matemática, remoção de fósforo, cloreto férrico.

1 Introdução

A remoção de fósforo de águas residuárias envolve sua incorporação a partículas presentes no meio líquido, como sólidos, microorganismos ou espécies químicas precipitadas, sendo subsequentemente removido. A precipitação química do fósforo é alcançada através da adição de sais metálicos a base de Al, Fe e Ca, sendo os cátions formados desses metais os responsáveis pela remoção.

No processo de tratamento de esgotos, seja aeróbio ou anaeróbio, a fração orgânica do fósforo e os polifosfatos de alto peso molecular são hidrolisados, transformando-se em ortofosfatos. Este fenômeno químico tem importância significativa quando se considera a remoção de fósforo por precipitação química. Assim sendo, de acordo com o estágio do processo de tratamento de esgotos, as espécies fosforadas serão encontradas na forma de polifosfatos, ortofosfatos e fósforo orgânico, em sua maioria na forma solúvel (MARGUTHI *et al.*, 2008).

A adição de sais metálicos ao sistema de tratamento de esgotos provoca invariavelmente um acréscimo na produção de lodo. No caso de ETE compactas, onde o lodo biológico é retornado ao reator UASB para adensamento, esse acréscimo pode resultar em diferentes medidas no gerenciamento do lodo.

A precipitação de fosfatos com coagulantes a base de sais de ferro é regida por uma equação química básica, onde o íon Fe^{3+} reage com a forma de fosfato, resultando em um sal insolúvel de fosfato férrico. A equação pode ser visualizada a seguir:



O comportamento de ferro como coagulante em meio aquoso é relativamente complexo, principalmente quanto a sua termodinâmica. O íon férrico está envolvido em reações de hidrólise e precipitação química de hidróxidos e fosfato férrico. Muitos autores descreveram em seus trabalhos os vários produtos formados quando sais de ferro são adicionados a meios líquidos (STUMM & MORGAN, 1970; SNOEYINK & JENKINS, 1980; LUEDECKE *et al.* 1989; AMIRTHARAJAH & O`MÉLIA, 1990). Fytianos *et al.* (1998) em seu trabalho sobre modelagem da remoção de fósforo apresenta 15 possíveis equilíbrios envolvendo íons férrico e fosfatos e 4 fases sólidas, formando produtos simples e complexos.

Por envolver vários equilíbrios e suas respectivas constantes, e sofrer influências diretas da alcalinidade, pH, elementos traço e ligantes encontrados em águas residuárias, a equação 1 não pode ser utilizada para estimativa da dosagem necessária à remoção de fósforo; neste caso, testes em bancada e até mesmo em escala real tem de ser realizados (TCHOBANOGLIOUS, 2003). Sendo assim, este trabalho tem por objetivo estudar os efeitos do pH na remoção de fósforo, através do desenvolvimento de modelo matemático teórico, baseado no trabalho de Fytianos *et al.*, (1998), para compará-lo a resultados experimentais obtidos em escala real de remoção de P. Além disso, estimativa da produção de lodo foi realizada afim de verificar o comportamento do sistema frente a remoção de fósforo por precipitação química.

2 Material e Métodos

2.1 Caso de Estudo

A planta real do sistema ETE-UFES foi operada no Parque Experimental da Estação de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Espírito Santo (Sistema ETE-UFES), localizado no Campus Goiabeiras, Vitória-ES. A ETE-UFES foi projetada para tratar o esgoto doméstico gerado por aproximadamente 1000 habitantes, e operar a uma vazão de 1,0L/s.

O sistema ETE-UFES era composto de pré-tratamento, constituído por uma peneira estática, dois dispositivos de remoção de gordura e um gradeamento, localizados a montante da estação elevatória, seguida de um reator UASB, um filtro biológico (FB) operado em co-precipitação e um decantador secundário com recirculação de lodo para a elevatória (Figura 1).

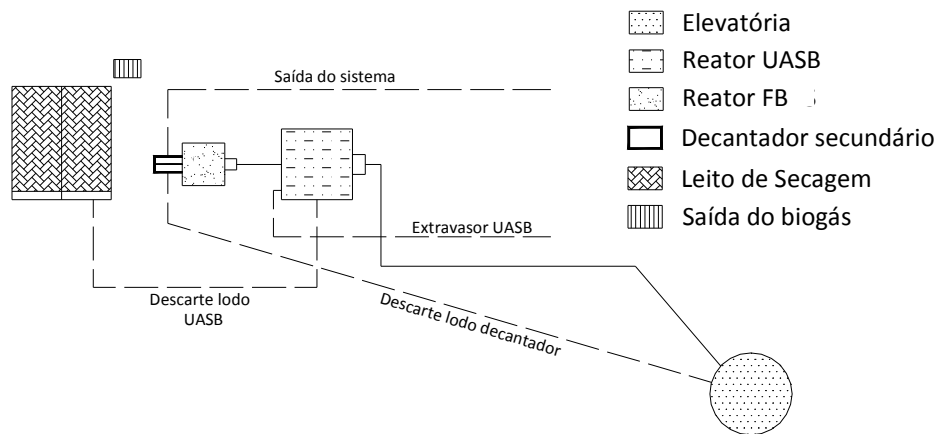


Figura 1: Sistema ETE-UFES

A remoção em escala real de fósforo foi monitorada durante 14 dias, em duas fases distintas: co-precipitação em reator aeróbio (FBAS) e co-precipitação em reator anaeróbio (FA), sendo analisados parâmetros de fase líquida e sólida (Quadro 1). As formas de fósforo foram avaliadas através da determinação de P_{tot} e PO_4^{3-} . As análises foram realizadas no mesmo dia em que coletadas, de acordo com o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20ª e 21ª edição (APHA *et al.*, 2005).

Quadro 1: Parâmetros de fase líquida e sólida analisados na etapa de remoção de fósforo em escala real

ANÁLISES REALIZADAS	
Fase Líquida	pH, Turbidez, SST, SSed, P_{tot} , P_{diss}
Fase Sólida	ST, SVT, SF, P_{tot}

2.2 Desenvolvimento do modelo para remoção de fósforo

Ao se adicionar sais de ferro a água ou esgotos, vários produtos são formados, com diferentes graus de complexidade. Quando tais sais têm o objetivo de remover fósforo, desenvolvem-se basicamente 11 equilíbrios químicos de fase líquida e 4 de fase sólida. A Tabela 1 apresenta esses equilíbrios, sendo baseados no trabalho de Fytianos *et al.*, (1998).

Tabela 1: Equilíbrios químicos para espécies de Fe e P em fase líquida e sólida

Equilíbrios Químicos	Constante de Equilíbrio	Identificação
Hidróxidos solúveis de Fe		
$Fe^{3+} + H_2O \Leftrightarrow Fe(OH)^{2+} + H^+$	Log k1 = -2,2	(1)
$Fe^{3+} + 2H_2O \Leftrightarrow Fe(OH)_2^+ + 2H^+$	Log k2 = -5,7	(2)
$2Fe^{3+} + 2H_2O \Leftrightarrow Fe_2(OH)_2^{4+} + 2H^+$	Log k'2 = -2,9	(3)
$Fe^{3+} + 3H_2O \Leftrightarrow Fe(OH)_{3(aq)} + 3H^+$	Log k3 = -12	(4)
$Fe^{3+} + 4H_2O \Leftrightarrow Fe(OH)_4^- + 4H^+$	Log k4 = -22	(5)
$3Fe^{3+} + 4H_2O \Leftrightarrow Fe_3(OH)_4^{5+} + 4H^+$	Log k'4 = -6,3	(6)
Dissociação do ácido fosfórico		
$H_3PO_4 \Leftrightarrow H_2PO_4^- + H^+$	Log ka1 = -2,1	(7)
$H_2PO_4^- \Leftrightarrow HPO_4^{2-} + H^+$	Log ka2 = -7,2	(8)
$HPO_4^{2-} \Leftrightarrow PO_4^{3-} + H^+$	Log ka3 = -12,3	(9)
Fosfatos férricos solúveis		
$Fe^{3+} + HPO_4^{2-} \Leftrightarrow FeHPO_4^+$	Log k1p = 9	(10)
$Fe^{3+} + H_2PO_4^- \Leftrightarrow FeH_2PO_4^{2+}$	Log k2p = 1,8 a 21,5	(11)
Fase sólida para Fe e P		
$Fe_r PO_4(OH)_{3r-3(s)} \Leftrightarrow rFe^{3+} + PO_4^{3-} + 3r-3 OH^-$	r=1, Log kso,p = -23 r=2,5, Log kso,p = -97	(12)
$Fe_{1,6}H_2PO_4(OH)_{3,8(s)} \Leftrightarrow 1,6Fe^{3+} + H_2PO_4^- + 3,8 OH^-$	Log kso,p = -67,2	(13)
$am-FeOOH_{(s)} + 3H^+ \Leftrightarrow Fe^{3+} + 2H_2O$	Log kso,Fe = 2,5	(14)

As constantes das equações de 1 a 5 e 11 foram baseadas em Stumm e Morgan (1970), equação 6 no trabalho de Amirtharajah e O'mélia (1990), equações de 7 a 9 em Snoeyink e Jenkins (1980) e coeficiente k1p da equação 10 em Luedecke et al. (1989). O balanço de massa para a dosagem de coagulante foi definido através das equações 15 e 16, levando ainda em consideração a relação molar entre Fe e P e o produto de solubilidade do fosfato (equações 17 e 18).

$$Fe_p = Fe_d - CT_{Fe} \quad (15)$$

$$P_p = P_0 - CT_P \quad (16)$$

$$\frac{Fe_p}{P_p} = r \quad (17)$$

$$PO_4 = \left(\frac{k_{sop}}{k_w^{3r-3}} \right) \times \frac{\gamma H^{3r-3} \times H^{3r-3}}{\gamma_{Fe} \times \gamma_{PO_4}} \times \frac{1}{Fe^r} \quad (18)$$

Onde:

Fed = dose de íon férrico, M;

Fep = concentração de ferro precipitado, M;

CTFe = somatória das concentrações de todos os hidróxidos e fosfatos contendo ferro, fase líquida, M;

PO = concentração inicial de fósforo, M;

Pp = concentração de fósforo precipitado, M;

CTP = somatória das concentrações de todos os ácidos e fosfatos contendo fósforo, fase líquida, M;

r = relação molar Fe/P;

γ_H = coeficiente de atividade para concentração de H^+ ;

γ_{Fe} = coeficiente de atividade para concentração de Fe^{3+} ;

γ_{PO4} = coeficiente de atividade para concentração de PO_4^{3-} ;

Fe = concentração de Fe^{3+} inicial;

Ksop = constante de equilíbrio para a fase sólida envolvida (equações 12 a14);

k_w = constante de dissociação da água (1×10^{-14} M)

De acordo com as equações de equilíbrio para as espécies de Fe e P nota-se que as mesmas são função da concentração de H^+ e Fe^{3+} , invariavelmente. Sendo conhecidas as constantes de equilíbrio, pode-se expressar a concentração de cada espécie solúvel formada como uma função do pH e da concentração inicial de Fe^{3+} . Reduziu-se então cada equação química a uma expressão matemática, que envolveria, além das concentrações iniciais de H^+ e Fe^{3+} , os respectivos coeficientes de atividade (γ_i) de cada íon envolvido na reação. Esses coeficientes foram calculados através da aproximação de Guntelberg, descrita por Snoeying and Jenkins (1980):

$$\log \gamma_i = -A_w \times (z_i)^2 \times \frac{\sqrt{I}}{1 + \sqrt{I}} \quad (19)$$

Onde:

A_w = constante (0,5 para água a 25°C);

Z_i = carga do íon i;

I = força iônica, M.

Sendo assim, através de método iterativo e atribuição de uma faixa inicial para concentração de H^+ , Fe^{3+} e PO_4^{3-} , as concentrações de todos os produtos solúveis (equações 1 a 11) foi calculada. O sistema de equações de equilíbrio com os respectivos cálculos iterativos foi reduzido a uma equação polinomial com os coeficientes Φ , P, A, B, EE, Θ , Λ , definidos por Fytianos *et al.*, (1998). Estes coeficientes relacionam as constantes de equilíbrio, pH e coeficientes de atividade (γ_i) para cada espécie existente nos equilíbrios, que geraram as constantes Γ_i . Estando estes valores determinados, a concentração de fósforo precipitado e remanescente em fase líquida foi determinada. Toda metodologia de cálculo foi resolvida numericamente através de rotina implementada em MATHCAD® (Figura 2).

2.2.1 Parâmetros de aferição do modelo

A atribuição dos valores de Fed e PO foi feita de acordo com resultados alcançados em trabalhos realizados no sistema ETE-UFES. A dosagem do coagulante $FeCl_3$ foi escolhida através de ensaios de coagulação-floculação-sedimentação, sendo o sistema ETE-UFES submetido a período de teste para a aplicação da co-precipitação. Para a resolução do sistema de equações, foram utilizadas uma dose de Fe^{3+} de 75mg/L e concentração de 5,93mgP/L de PO_4^{3-} , valor médio obtido através do monitoramento do sistema ETE-UFES, e correspondente ao efluente do reator UASB.

Dados iniciais gerais

$$\begin{aligned} \text{FeOH} &:= 0 \\ \text{Fe} &:= 1.86 \cdot 10^{-9} \\ \text{H} &:= 3.16 \cdot 10^{-6} \\ \text{OH} &:= \frac{1 \cdot 10^{-14}}{\text{H}} \\ \text{OH} &= \blacksquare \end{aligned}$$

Dados iniciais dos equilíbrios de hidróxidos de Fe

$$\begin{aligned} \text{K1} &:= 0.00631 & \text{K4} &:= 1 \cdot 10^{-12} \\ \text{K2} &:= 0.000001995 & \text{K5} &:= 1 \cdot 10^{-22} \\ \text{K3} &:= 0.0012589 & \text{K6} &:= 5.0119 \cdot 10^{-7} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fi1} &:= 0.5 \cdot (\text{Fe} \cdot 9 + \text{H} + \text{FeOH} \cdot 2^2) \\ \gamma_{\text{Fe1}} &:= 10^{\left(\frac{-4.5 \cdot \sqrt{\text{Fi1}}}{1 + \sqrt{\text{Fi1}}} \right)} & \gamma_{\text{H1}} &:= 10^{\left(\frac{-0.5 \cdot \sqrt{\text{Fi1}}}{1 + \sqrt{\text{Fi1}}} \right)} & \gamma_{\text{FeOH1}} &:= 10^{\left(\frac{-2 \cdot \sqrt{\text{Fi1}}}{1 + \sqrt{\text{Fi1}}} \right)} \\ \Gamma_1 &:= \frac{\gamma_{\text{Fe1}}}{\gamma_{\text{H1}} \cdot \gamma_{\text{FeOH1}}} \\ \text{FeOH1} &:= \left(\frac{\text{K1} \cdot \Gamma_1}{\text{H}} \right) \cdot \text{Fe} \\ \text{FeOH1} &= \blacksquare \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Phi &:= \frac{3 \cdot \text{K6} \cdot \Gamma_6 \text{Cont6}}{\text{H}^4} & \Phi &= \blacksquare \\ \text{P} &:= \frac{2 \cdot \text{K3} \cdot \Gamma_3 \text{Cont3}}{\text{H}^2} & \text{P} &= \blacksquare \\ \text{A} &:= 1 + \frac{\text{K1} \cdot \Gamma_1 \text{Cont1}}{\text{H}} + \frac{\text{K2} \cdot \Gamma_2 \text{Cont2}}{\text{H}^2} + \frac{\text{K4} \cdot \Gamma_4 \text{Cont4}}{\text{H}^3} + \frac{\text{K5} \cdot \Gamma_5 \text{Cont5}}{\text{H}^4} & \text{A} &= \blacksquare \\ \text{B} &:= \frac{\text{K1p} \cdot \Delta_1 \text{pCont11} \cdot \text{H}}{\text{Ka3}} + \frac{\text{K2p} \cdot \Delta_2 \text{pCont12} \cdot \text{H}^2}{\text{Ka2} \cdot \text{Ka3}} & \text{B} &= \blacksquare \\ \text{EE} &:= \frac{\text{a3Cont9} \cdot \text{H}^3}{\text{Ka1} \cdot \text{Ka2} \cdot \text{Ka3}} + \frac{\text{a2Cont8} \cdot \text{H}^2}{\text{Ka2} \cdot \text{Ka3}} + \frac{\text{a1} \cdot \text{H}}{\text{Ka3}} + 1 & \text{EE} &= \blacksquare \\ \Theta &:= \frac{\text{ksop}}{\text{kw}^{(3r-3)}} \cdot \frac{(\gamma_{\text{H1}} \text{Cont10})^{(3r-3)} \cdot \text{H}^{(3r-3)}}{(\gamma_{\text{Fe1}} \text{Cont10})^r \cdot \gamma_{\text{pO410}} \text{Cont10}} & \Theta &= \blacksquare \\ \Lambda &:= r \cdot \text{P0} - \text{Fed} & \Lambda &= \blacksquare \end{aligned}$$

Cálculo das espécies químicas envolvidas

$$\text{CTFe} := \text{x3} + \text{Conv1} + \text{Conv2} + 2\text{Conv3} + \text{Conv4} + \text{Conv5} + 3\text{Conv6} + \text{Conv12} + \text{Conv11}$$

$$\text{CTFe} = \blacksquare$$

$$\text{CTP} := \text{h3po4c} + \text{Conv8} + \text{Conv9} + \text{Conv10} + \text{Conv12} + \text{Conv11}$$

$$\text{CTP} = \blacksquare$$

Cálculo das espécies precipitadas

$$\text{Pp} := \text{P0} - \text{CTP} \quad \text{Pp} = \blacksquare$$

$$\text{mgPp} := (\text{Pp} \cdot 94.9714) \cdot 1000 \quad \text{mgPp} = \blacksquare$$

$$\text{Fep} := \text{Fed} - \text{CTFe} \quad \text{Fep} = \blacksquare$$

$$\text{mgFep} := (\text{Fep} \cdot 55.847) \cdot 1000 \quad \text{mgFep} = \blacksquare$$

Eficiência de remoção de fósforo

$$\text{ERF} := 100 - \frac{\text{CTP} \cdot 100}{\text{P0}} \quad \text{ERF} = \blacksquare$$

Figura 2: Metodologia de cálculo do modelo de remoção de fósforo

Toda a simulação do modelo foi realizada somente para o precipitado formado através do equilíbrio descrito pela equação 12, com $r=1$. Diversos pH foram testados e seus resultados comparados aos obtidos por Fytianos *et al.*, (1998), para a mesma fase sólida.

2.3 Balanço de massa para estimativa de geração de lodo

O balanço foi desenvolvido para fim de verificação da quantidade de lodo total formado: lodo biológico acrescido de lodo físico-químico. Considerou-se lodo biológico como sendo a somatória do lodo produzido no reator UASB (equação 20) e o lodo produzido no reator FBAS (equação 21), através de equacionamentos descritos por von Sperling, 1996. Todos os parâmetros envolvidos nos cálculos são apresentados na Tabela 2.

$$PL_{an} = Y_{an} \times S_{aplic.} \quad (20)$$

$$PL_{ae} = Y_{ae} \times S_{aplic.} \quad (21)$$

Onde:

PL_{an} = Produção de lodo aeróbio, kgSST/d;

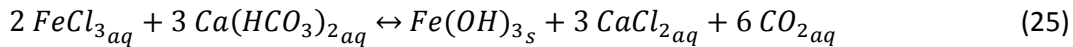
PL_{ae} = Produção de lodo anaeróbio, kgSST/d;

A produção de lodo físico-químico foi calculada de acordo com o especificado por Tchobanoglous (2003) através das equações 22 a 24. A equação 23 foi baseada na estequiometria da formação de hidróxido de ferro, com a adição de cloreto férrico ao esgoto sanitário (equação química 25).

$$M_{SST,Fe} = ERSST_{UASB} \times CSST_{UASB} \times Q \quad (22)$$

$$M_{FeOH} = C_{Fe} \times \frac{(2 \times 106,9)}{(2 \times 162,3)} \quad (23)$$

$$PL_{FQ} = M_{SST,Fe} + M_{FeOH} \quad (24)$$



Onde:

$M_{SST,Fe}$ = Massa de SST removida com aplicação de coagulante, kgSST/d;

M_{FeOH} = Massa de $Fe(OH)_3$ formada, kg/d;

PL_{FQ} = Produção de lodo físico-químico, kgSST/d.

Com o intuito de verificar o comportamento do fósforo dentro do reator UASB durante a produção de lodo, os fenômenos de assimilação e decaimento bacteriano foram considerados, descritos pelas equações 26 e 27 (VON SPERLING, 1996):

$$R_{nut} = S_0 \times Y \times C_{nut} \times r \quad (26)$$

$$\frac{dx}{dt} = -k_d \times X \quad (27)$$

Onde:

R_{nut} = Requisito nutricional, kg/m^3 ;

$\frac{dx}{dt}$ = taxa de decaimento bacterino.

Todos os cálculos acima mencionados foram sintetizados em um balanço de massa no sistema de tratamento estudado, obtendo-se assim uma estimativa da produção de lodo total no reator UASB. O tempo de operação estimado foi de 70 dias, para que pudesse ser observado o comportamento do reator no momento de descarte de lodo acumulado. Esse resultado foi de suma importância para a averiguação do comportamento reator, sob condição de incremento de lodo e aporte de fósforo.

Tabela 2: Lista de parâmetros envolvidos nos cálculos do balanço para produção de lodo

	Descrição	Valor	Referência
Y_{an}	Coefficientes de produção de biomassa, kgSSV/kgDQO _{aplicada}	0,18	von Sperling, 1996.
Y_{ae}	Coefficientes de produção de biomassa, kgSSV/kgDQO _{aplicada}	0,40	Tchobanoglous, 2003
$S_{aplic.}$	Carga de DQO aplicada no reator, kgDQO/d	23,36 (UASB) e 12,28 (FB)	
$ERSST_{UASB}$	Eficiência de remoção de SST no reator, com aplicação de coagulante %	92	Experimental
$CSST_{UASB}$	Concentração de SST afluente, kgSST/m ³	111	
Q	Vazão, m ³ /d	50,11	
C_{Fe}	Concentração de Fe aplicada, kg/d	6,48	--
S_0	Concentração de DQO afluente ao reator, kg/m ³	23,36 (UASB) e 12,28 (FB)	Experimental
C_{nut}	Concentração do nutriente P na célula bacteriana, kg/kgSST	0,015	
r	Relação SST/SSV para a célula bacteriana, kgSST/kgSSV	1,14	von Sperling, 1996.
$-k_d$	Coefficiente de respiração endógena, d ⁻¹	0,01*	
X	Concentração de biomassa no reator, kg/m ³	11,864	Experimental

*Ácidos de cadeia longa em fase acetogênica.

3 Resultados e Discussão

3.1 Desempenho do sistema de tratamento ETE-UFES.

O sistema de tratamento de esgotos ETE-UFES foi monitorado em relação à remoção de formas de fósforo para duas condições: polimento aeróbio (FBAS) e anaeróbio (FA). O primeiro apresentou melhores resultados em comparação com o segundo, sendo a eficiência de remoção alcançada na etapa aeróbia para PO₄³⁻ de 51% e P_{tot} de 66%, enquanto que a verificada para PO₄³⁻ na etapa anaeróbia foi de 11%. A Tabela 3 apresenta os valores médios do monitoramento convencional e com polimento físico-químico em etapa aeróbia e anaeróbia.

Notou-se uma diferença entre os valores médios de concentração de PO₄³⁻ afluentes e efluentes ao reator UASB em etapa de co-precipitação anaeróbia. A variação é ainda maior quando comparado ao valor afluente a elevatória.

Tabela 3: Valores médios para parâmetros avaliados durante monitoramento do tratamento convencional e polimento físico-químico

Etapas do tratamento	Pontos de amostragem	Polimento físico-químico aeróbio ¹					Polimento físico-químico anaeróbio ²				
		pH	Turbidez NTU	SST mg/L	Ptotal mgP/L	PO ₄ ³⁻ mgP/L	pH	Turbidez NTU	SST mg/L	Ptotal mgP/L	PO ₄ ³⁻ mgP/L
Elevatória	Afluente Elevatória	7,32	216	213	7,64	5,70	7,20	161	123	--	5,49
Reator UASB	Afluente UASB	7,22	165	219	7,12	5,56	6,98	142	112	--	5,71
	Efluente UASB	7,05	48	49	6,55	4,85	6,74	95	88	--	5,81
	ER (%)	--	78	77	14	15	--	41	28	--	--
Filtro biológico	Efluente filtro	6,86	78	52	4,49	3,78	6,64	102	68	--	5,13
	ER (%)	--	--	--	31	22	--	--	--	--	12
Decantador Secundário	Efluente Decantador	6,96	50	18	2,60	2,81	6,71	112	70	--	4,90
	ER (%)	--	34	65	42	26	--	--	--	--	4
ERF (%)		--	77	92	66	51	--	31	43	--	11

1: Médias obtidas durante 7 dias de monitoramento.

2: Médias obtidas durante 7 dias de monitoramento.

ER: Eficiência de remoção por etapas; ERF: Eficiência de remoção final.

3.2 Simulação da remoção de fósforo

A eficiência de remoção de fósforo foi obtida para diferentes valores de pH, com uma relação Fe:P de 3,22 (Figura 3). As remoções alcançadas pelo modelo matemático desenvolvido mostraram-se elevadas, correspondendo às expectativas, já que foi simulada em condição de excesso de Fe³⁺. Na faixa de pH compreendida entre 4,5 e 6,5, não foi observado variação significativa da eficiência de remoção, figurando constantemente abaixo de 93%. Já para pH 7 e 7,5 a eficiência foi incrementada, atingindo 99%.

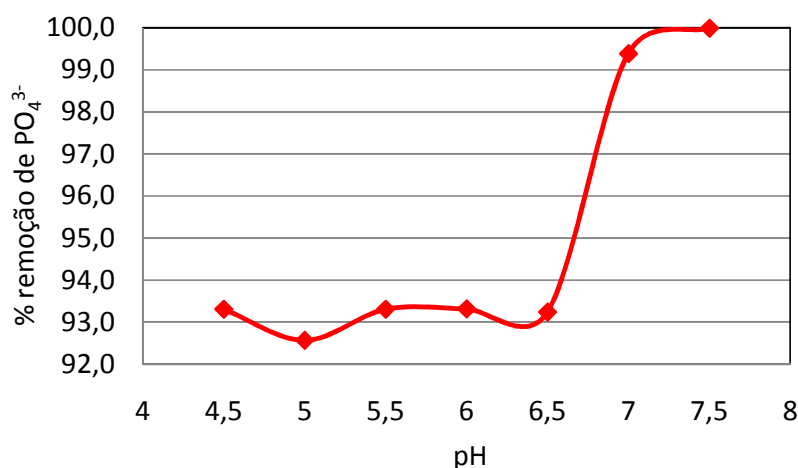


Figura 3: Eficiência de remoção de PO₄³⁻ em diferentes pH

A simulação da condição de precipitação de fósforo através do modelo proposto apresentou resultados semelhantes aos observados pelo trabalho desenvolvido por Fytianos *et al.*, (1998). Neste, em simulação feita para pH 4,5 com excesso de Fe de 155% (Fe:P=2,55), a remoção verificada foi de aproximadamente 100%. A diferença

observada entre esta pesquisa e o trabalho anterior pode dever-se a concentração inicial de fosfato simulada.

A quantidade de fósforo remanescente em fase líquida pode ser observada através da análise da Figura 4, onde pC é definido como $-\log CTP$, sendo CTP equivalente a somatória de todas as espécies contendo fósforo, em mol/L. Quanto maior o valor de pC observado, menor a concentração de fosfato remanescente. A simulação computacional resultou em valores de concentração de fósforo em fase líquida pequenos.

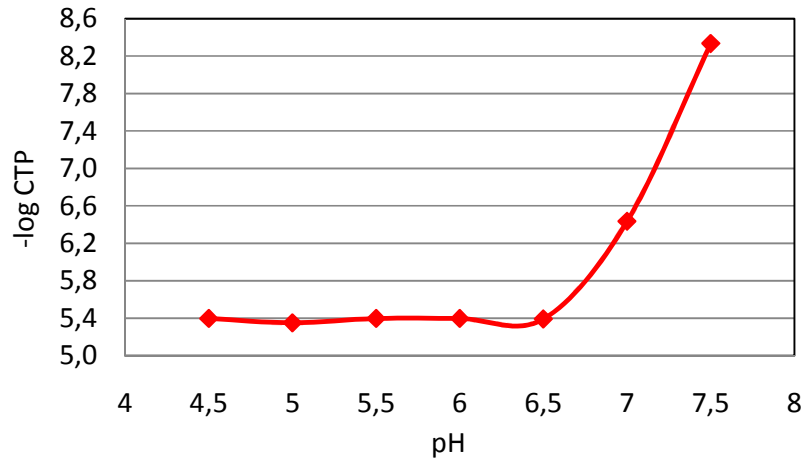


Figura 4: Fosfato remanescente em fase líquida, em diferentes pH simulados.

As condições de funcionamento do sistema de tratamento foram semelhantes às consideradas na modelagem matemática, sendo o pH médio na planta adaptada a remoção de fósforo em torno de 7. A diferença na eficiência de remoção entre o modelo e a escala real observada foi de mais de 40%.

3.3 Estimativa da geração de lodo

A adição de Cloreto Férrico 75mg/L ao sistema de tratamento estudado resultou em aumento do acúmulo bruto de lodo no reator UASB, atingindo um percentual de 60% (Figura 5). Esse incremento pode ser comparado ao averiguado quando se adiciona coagulante a decantador primário, superior ao esperado em mecanismos de co-precipitação (SEDLAK, 1991). Tal diferença é atribuída ao modelo de gestão de resíduos no sistema ETE-UFES, onde o lodo retido no decantador secundário é direcionado ao reator UASB para adensamento.

Como verificado para o acúmulo bruto de lodo (kgSST/d), o P retido no reator UASB também foi significativamente afetado pela adição do coagulante, alcançando um incremento de 97% em relação ao lodo biológico (Figura 6).

A vazão estimada para lodo biológico foi maior que a verificada para lodo químico, diferentemente do observado para o acúmulo bruto de lodo (Figura 7). Neste caso, como a densidade e a % de umidade do lodo biológico e químico são diferentes, atribui-se a isso a variação encontrada.

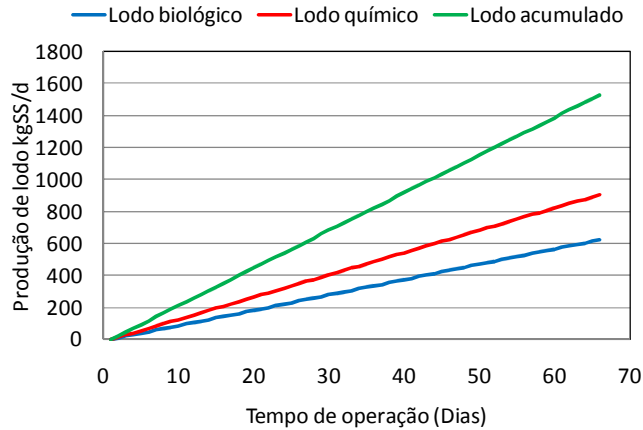


Figura 5: Acúmulo bruto de lodo no reator UASB nas diferentes situações estimadas

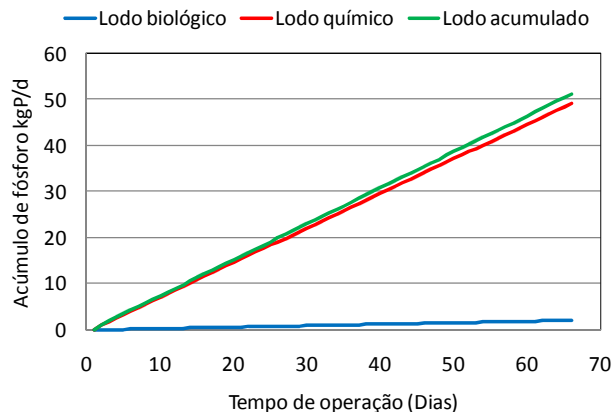


Figura 6: Acúmulo de P no reator UASB nas diferentes situações estimadas

A vazão de lodo estimada para as situações consideradas (lodo biológico, químico e acumulado) resultou em uma altura relativa no reator UASB, através da qual pode-se prever o início da liberação por arraste da manta de lodo acumulada (Figura 8). Considerando-se que a liberação começa quando a manta de lodo atingir uma altura de 2,90m (altura do separador trifásico do reator UASB), esta somente seria observada a partir do 43º dia de operação em co-precipitação de P.

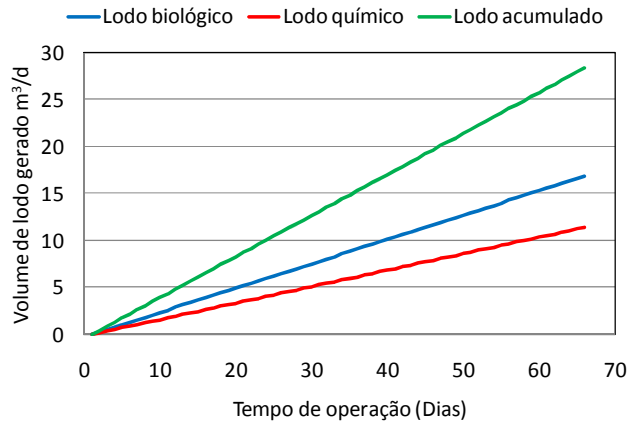


Figura 7: Acúmulo de lodo no reator UASB nas diferentes situações estimadas.

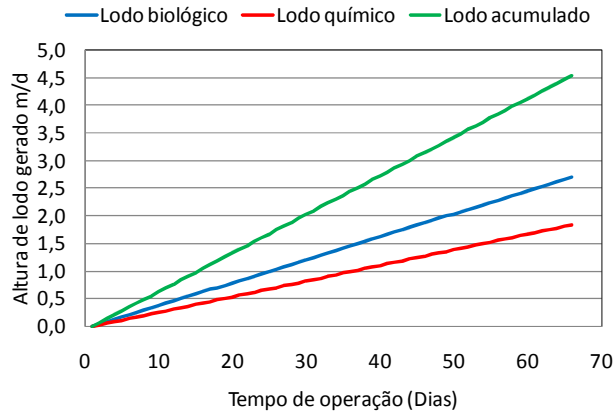


Figura 8: Progressão da altura de lodo acumulada no reator UASB, nas diferentes situações estimadas

3.4 Considerações Finais

Durante o monitoramento da remoção de P em escala real, observou-se uma liberação de P no reator UASB durante a etapa anaeróbia de co-precipitação, verificado através do acréscimo de concentração de PO_4^{3-} afluyente ao FA. De acordo com a produção de lodo no processo de remoção, seria possível associar a liberação do fósforo a um colapso do reator UASB, que começaria a perder por arraste a manta de lodo formada. Porém, como foi verificado através do acompanhamento do sistema de tratamento, a concentração de PO_4^{3-} liberada não foi acompanhada em mesmo grau por uma elevação da concentração de sólidos suspensos, além do tempo estimado necessário para o início do arraste da manta não condizer com o observado experimentalmente.

Uma das hipóteses que podem ser levantadas a respeito do fenômeno observado de liberação de fósforo diz respeito ao comportamento da biomassa desenvolvida no reator UASB. Vários pesquisadores desenvolveram trabalhos estudando o grânulo formado em reatores UASB, chegando a conclusões importantes sobre o comportamento dos mesmos (FANG *et al.*, 1994; PEREBOOM, 1997; VAN DEN HEUVEL *et al.*, 1997). Sabe-se hoje que dentro de um grânulo anaeróbio, a variação de pH pode ocorrer em uma faixa de 4 a 9. Com tal variação de pH, excesso de PO_4^{3-} caracterizado pela entrada de efluente bruto e escassez de íons de Fe^{3+} , uma condição de hidrólise do precipitado nesta microzona dos grânulos de biomassa poderia ser considerada. Como verificado através do modelo matemático desenvolvido, com a queda do pH, a concentração remanescente em solução de PO_4^{3-} .

A modelagem matemática desenvolvida neste trabalho foi direcionada ao fenômeno químico propriamente dito, sendo uma das principais variáveis consideradas o valor do pH. Quando se realiza uma remoção em escala real, vários outros fatores têm de ser considerados, como os que afetam diretamente a remoção de fósforo e os que afetam os mecanismos envolvidos na precipitação de partículas.

4 Conclusão

A remoção de fósforo através de adição de cloreto férrico é dependente do pH, entre outros fatores. A eficiência máxima de remoção alcançada através da modelagem matemática foi de aproximadamente 99%, em pH 7,5 e relação Fe:P de 3,22. Em todos os pH testados a remoção foi superior a 90%. Em comparação com a eficiência de remoção de P atingida em escala real, a diferença ficou situada em 40%.

Através da análise do modelo, verificou-se que a redução do pH promoveu um acréscimo na concentração de espécies solúveis de fósforo.

A estimativa da produção de lodo mostrou que a liberação de SST (e conseqüentemente PO_4^{3-}) por arraste da manta de lodo no reator UASB somente aconteceria a partir do 43º dia de adição de cloreto férrico, o que conflitou com o observado experimentalmente. Um dos fatores que pode ser atribuído a essa variação foi a ocorrência de microzonas de pH variável em grânulos de biomassa existentes no reator UASB.

O modelo matemático desenvolvido mostrou ser passível de utilização como base para estudos sobre a remoção de fósforo, porém, seus limites devem ser respeitados, sendo necessárias pesquisas complementares para seu aprimoramento. Por ser um modelo baseado em fenômenos químicos, não consegue responder a altura quando fatores externos afetam a remoção de fósforo.

5 Referências Bibliográficas

AMIRTHARAJAH, A.; O`MÉLIA, C. R. (1990) Coagulation processes: destabilization mixing and flocculation. In: **Water Quality and treatment**, American Water Works Association, 4ed. McGraw-Hill, New York.

APHA, AWWA, WPCF. (2005) **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 21th ed.

FANG, H. H. P.; CHUI, H. K.; LI, Y. Y. (1994) Microbial structure and activity of UASB granules treating different wastewaters. **Water Science and Technology**, Vol.12, pp. 87-96.

FYTIANOS, K.; VOUDRIAS, E.; RAIKOS, N. (1998) Modelling of phosphorus removal from aqueous and wastewater samples using ferric iron. **Environmental Pollution**, 101, pp. 123-130.

LUEDECKE, C.; HERMANOWICZ, S. W.; JENKINS, D. (1989) Precipitation of ferric phosphate in activated sludge: a chemical model and its verification. **Water Science and Technology**, Vol.21, pp. 325-337.

MARGUTHI, A. L.; FERREIRA FILHO, S. S.; PIVELLI, R. P. (2008) Otimização de processos físico-químicos na remoção de fósforo de esgotos sanitários por processos de precipitação química com cloreto férrico. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Vol. 13, pp. 395-404.

PEREBOOM, J. H. F. (1997) Strength characterization of microbial granules. **Water Science and Technology**, Vol.36, No. 6-7, pp. 141-148.

SEDLAK, R. I. (1991) **Phosphorus And Nitrogen Removal From Municipal Wastewater: Principles And Practice**, 2ª Ed., The Soap detergent Association, Lewis Publishers, New York.

SNOEYINK, V. L.; JENKINS, D. (1980) **Water Chemistry**. Wiley, New York.

STUMM, W.; MORGAN, J. J. (1970) **Aquatic Chemistry**. Wiley, Interscience, New York.

TCHOBANOGLOUS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. (2003) **Wastewater Engineer: Treatment and Reuse**. McGraw-Hill Inc., 4ed., New York.

VAN DEN HEUVEL, P. G.; VERSCHUREN, P. G.; OTTENGRAF, S. P. P. (1997) Acceleration of mass transfer in loop reactors. **Water Science and Technology**, Vol.36, pp. 311-319.

VON SPERLING, Marcos. (1996) **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais.

Capítulo 5

Discussão Geral, Conclusões Gerais e Recomendações

1 Discussão Geral

Estações compactas de tratamento de esgotos constituídas de reator UASB seguido de filtro biológico são uma tecnologia consolidada e disseminada em todo país. Apresentam excelentes resultados para remoção de matéria orgânica, sólidos e turbidez, mas são completamente ineficientes quando se avalia a remoção de fósforo. A adequação do tratamento pode ser realizada através da implantação de polimento físico-químico, com a adição de sais metálicos. Neste trabalho, a adequação de uma ETE compacta foi avaliada, mostrando-se promissora e perfeitamente aplicável.

Por se tratar de uma mistura extremamente complexa, sujeitos aos mais adversos fatores, o efluente a ser tratado necessitava de uma investigação em escala de bancada, realizada através dos ensaios jar-test. Tais ensaios mostraram que uma dosagem de 75mg/L de FeCl_3 seria suficiente para obter a remoção de fósforo necessária para a adequação do sistema à legislação. Entretanto, o monitoramento em escala real apresentou resultados superiores aos esperados, não atingindo o limite de remoção.

A recirculação de lodo biológico para adensamento em reator UASB é uma das principais vantagens da concepção das ETE compactas, mas pode ter sido um dos principais fatores que contribuíram negativamente para alcançar o patamar de concentração de fósforo desejado no efluente do sistema.

2 Conclusões Gerais

A adaptação de uma estação compacta de tratamento de esgotos para remoção de fósforo através de processo físico-químico mostrou-se possível de ser implementada. Sistemas de tratamento concebidos para efetuar a digestão do lodo biológico em reator UASB devem ser monitorados com atenção redobrada, pois a adição de coagulantes aumenta o volume de lodo produzido e retornado ao reator, sendo seu descarte realizado com maior frequência.

Investigação da dosagem necessária a aplicação em escala real para remoção de fósforo

O tratamento convencional foi eficiente na remoção dos parâmetros Turbidez, DQO_{tot}, SST e SSed, atingindo eficiências de 77%, 66%, 74% e 98% respectivamente. Todas foram condizentes com os limites impostos pela legislação municipal. Observou-se completa ausência de remoção de fósforo indicando a necessidade de adequação do sistema, com a implementação de polimento físico-químico.

A investigação em ensaios jar-test para seleção de dose, tipo de coagulante e auxiliar de coagulação para a remoção de fósforo do efluente produzido pela ETE-UFES concluiu que a melhor opção foi a utilização de FeCl₃ 75mg/L como coagulante, que atingiu eficiência de remoção de 77%. A adição de auxiliares de coagulação a esta concentração selecionada não apresentou diferença significativa no resultado final.

Remoção de fósforo em escala real

Comparando-se as alternativas de polimento físico-químico testadas, a remoção de fósforo não atingiu os limites desejados, alcançando eficiências de remoção para P_{tot} e PO₄³⁻ de 66% e 51% para o polimento aeróbio e 11% para PO₄³⁻ em polimento anaeróbio. As médias de fósforo residual obtidas para o polimento aeróbio foram de 2,60 e 2,81mgP/L para P_{tot} e PO₄³⁻, respectivamente. Para o polimento anaeróbio, valores muito acima dos permitidos foram observados. A recirculação do lodo proveniente do decantador para a elevatória influiu negativamente no tratamento, provocando estocagem do mesmo.

O sistema ETE-UFES com aplicação de coagulante e polimento aeróbio obteve êxito na remoção de turbidez, DQO_{tot}, SST, alcançando diferenças significativas se comparado ao tratamento convencional. Todos os parâmetros avaliados foram condizentes com os limites impostos pela legislação estadual, alcançando limites mais restritivos impostos por normas internacionais. O mesmo sistema de tratamento com polimento anaeróbio não reproduziu resultados semelhantes.

Modelagem matemática da remoção de fósforo

O modelo matemático desenvolvido mostrou ser passível de utilização como base para estudos sobre a remoção de fósforo. Por ser dependente do pH, concentração inicial

de Fe^{3+} e PO_4^{3-} entre outros diversos fatores, o resultado obtido pelo modelo foi consideravelmente diferente do obtido em escala real. A ocorrência de microzonas de pH variável em grânulos de biomassa existentes no reator UASB pode ter contribuído para o fenômeno de estocagem de fósforo, observado durante o monitoramento da remoção em escala real.

3 Recomendações

Refinar a faixa de coagulantes e auxiliares de coagulação testadas em jar-test, visando a otimização e diminuição dos custos envolvidos no tratamento físico-químico.

Avaliar o lodo gerado no tratamento físico-químico quanto suas características físicas e químicas, identificando assim sua propensão à hidrólise química.

Estudar o sistema ETE-UFES quanto ao gerenciamento do lodo físico-químico gerado, formatando soluções para a recuperação do ferro como coagulante.

Aprimorar o modelo matemático desenvolvido, inserindo-o no contexto do reator UASB: estudar as variáveis biológicas e químicas a que a biomassa anaeróbia está sujeita, em condição de polimento físico-químico.

APÊNDICE

Apêndice A – Resultados das análises durante etapa de monitoramento convencional do sistema ETE-UFES

Tabela 1: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para SST

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	163	58		59	22	99	25	434	34
2	20	33		2	23		24	63	50
3	43	46		20	24	33	48	48	
4	29	38		8	25	56	73	315	1
5	22	3		3	26	63	81	35	41
6	37	21		8	27	130	45	29	24
7	51	37		25	28	256	73	13	8
8	4	3			29	107	34	63	23
9	123	49		72	30	118	4	8	6
10	82	17			31	80	49	52	26
11	325	43		30	32	100	40	41	37
12		37		32	33	95	29	47	16
13	102	69		52	34	195	35	67	49
14	174	69		115	35	117	58	21	2
15	122	46		98	36	239		311	
16	146	12	62	26	37	190	30	0	3
17		75	101	61	38	352	45	57	14
18	94	66	50	42	39	80	37	126	17
19	49	52	30	8	40	111	23	103	9
20	33	19	19	14	41	128	9	81	1
21	38		25	17					

Tabela 2: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para pH

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	7,04	7,12		7,41	45	6,84	6,84	6,83	6,93
2	7,16	7,00		7,38	46	7,10	7,06	7,00	7,08
3	6,99	6,93		7,36	47	6,90	7,02	6,80	7,10
4	7,11	7,15		7,69	48	7,01	6,85	6,92	6,93
5	7,07	7,08		7,40	49	6,83	6,77	6,92	7,36
6	7,05	7,00		7,52	50	6,94	6,88	6,98	7,20
7	7,16	7,20		7,59	51	7,27	7,03	7,06	7,20
8	7,21	7,28		7,61	52	7,04	6,91	6,87	6,88
9	7,02	7,26		7,49	53	6,88	6,78	6,87	6,72
10	7,28	7,30		7,50	54	7,00	6,90	6,88	6,89
11	7,32	7,07		7,21	55	7,19	7,04	7,05	7,27
12	7,52	7,74			56	6,82	6,94	6,87	6,92
13	6,65	7,05		7,12	57	7,34	7,10	7,15	6,73
14	6,87	7,47		7,57	58	6,76	6,71	6,65	6,81
15	6,76	7,19		7,47	59	6,76	6,84	6,32	6,60
16	6,82	7,07		7,24	60	7,09	6,93	6,91	6,87
17	6,96	6,85		7,20	61	6,99	6,90	6,76	6,75
18	6,87	7,07		7,13	62	7,11	6,97	7,00	7,09
19	7,00	7,31		7,05	63	7,06	6,97	7,05	7,04
20	6,87	7,22		7,26	64	6,88	6,70	6,69	6,78
21	7,02	7,00		7,13	65	7,04	6,88	6,85	6,86
22	7,00	6,82		7,16	66	6,93	6,92	6,91	7,03
23	7,95	7,07		7,17	67	6,98	6,89	6,97	7,05
24	7,41	6,96		6,91	68	7,06	6,91	6,96	6,94
25	8,03	7,19		7,36	69	6,94	6,85	6,94	6,98
26	6,91	7,12		7,26	70	6,88	6,78	6,86	6,88
27	7,09	7,33		7,09	71	6,92	6,86	6,87	6,92
28	8,21	7,07	7,17	7,16	72	6,92	6,88	7,00	7,11
29	7,86	7,06	7,20	7,11	73	6,71	6,87	7,08	7,21
30	6,95	7,09	7,16	7,19	74	7,64	7,2	7,04	7,70
31	7,89	7,11	7,07	7,08	75	7,05	7,17	7,05	7,33
32	6,97	7,15	7,25	7,13	76	6,98	7,2	7,29	7,38
33	7,05		7,06	7,10	77	7,25	7	7,12	7,31
34	6,96	7,18	7,15	7,07	78	7,76	7,22	7,11	7,19
35	7,08	6,95	6,94	6,88	79	7,34	7,16	7,11	7,16
36	7,27	7,25	7,29	7,37	80	7,00	7,12	7,00	7,09
37	7,02	7,03	7,07	7,16	81	7,34	7,13	7,08	7,19
38	6,95	7,02	7,07	7,02	82	7,69	7,05	7,01	7,27
39	6,91	7,14	7,08	7,14	83	7,12	7,17	7,06	7,11
40	7,00	7,17	6,98	7,06	84	7,60	7,15	7,10	7,12
41	7,12	7,25	7,08	7,13	85	7,44	7,12	7,06	7,17
42	7,28	7,12	7,20	7,21	86	7,72	7,08	7,08	7,07
43	7,23	7,13	7,20	7,22	87	7,03	7,13	6,99	7,02
44	7,16	7,22	6,92	7,09					

Tabela 3: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para turbidez

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	57	46		32	44	85	55	110	13
2	86	43		14	45	110	55	20	13
3	78	74		14	46	50	40	10	10
4	54	49		15	47	90	55	70	12
5	41	81		15	48	550	70	30	10
6	52	56		13	49	180	45	210	15
7	49	39		11	50	130	40	85	15
8	43	50		15	51	150	40	16	15
9	66	78		116	52	450	65	28	26
10	66	64			53	240	55	20	9
11	108	46		26	54	110	38	36	15
12	160	107		38	55	130	50	40	12
13	271	40		70	56	170	35	60	22
14	503	44		65	57	220	70	100	33
15	83	55		37	58	250	40	17	17
16	57	93		25	59	193	49	54	21
17	147	106		81	60	65	50	16	8
18	254	67		65	61	130	70	65	65
19	76	69		97	62	130	95	60	50
20	95	81		69	63	65	55	17	15
21	164	64		108	64	700	70	27	22
22	171	86		99	65	150	45	21	17
23	225	52		146	66	180	45	39	15
24	173	86		126	67	330	50	37	7
25	188	54		193	68	450	38	65	25
26	126	63		212	69	500	65	85	50
27	156	68	140	170	70	300	55	150	14
28	166	81		110	71	210	20	50	21
29	179	68	95	121	72	150	50	30	30
30	469	144	201	183	73	220	45	40	8
31	296	62	18	15	74	520	27	30	11
32	183	46	50	33	75	220	50	38	17
33	85	54	25	30	76	200	31	55	16
34	119	98	95	101	77	190	36	34	14
35	74	60	47	55	78	180	60	110	10
36	73	88	73	33	79	198	44	59	14
37	83	97	40	64	80	210	32	120	23
38	300	61	250	23	81	140	55	120	7
39	466	51	52	14	82	110	28	12	10
40	43	40	40	15	83	164	40	78	14
41	37	37	40	40	84	210	25	130	14
42	100	50	130	12	85	270	85	85	8
43	95	55	320	23					

Tabela 4: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para DQO

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	218	169		85	23	420	370	160	148
2	207	226		80	24	494	654	518	160
3	242	193		97	25	160	86	123	74
4	145	169		36	26	197	358	173	86
5	181	206		85	27	432	210	432	86
6	163	192		144	28	383	234	99	86
7	189	174			29	173	617	123	62
8	354	303		127	30	1271	592	296	432
9	478	233		116	31	497	130	142	118
10		254		176	32	473	178	107	83
11	1066	527		355	33	556	402	225	95
12	275	264		229	34	982	225	142	83
13	424	367		344	35	414	260	308	95
14	527	367		355	36	1030	71	71	473
15	768	367		355	37	392	101	191	22
16	596	355	332	459	38	359	123	112	123
17	573	241	355	229	39	583	213	45	34
18	482	848	871	493	40	415	45		
19	459	344	183	103	41	572	123	426	112
20	703	395	99	93	42	1166	471	392	482
21	272	234	111	74	43	2354	729	493	359
22	197	160	86	37					

Tabela 5: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para P total

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	6,55	4,95		5,37	9	6,64	7,97	6,87	7,71
2	8,47	6,38		6,23	10	8,27	7,67	7,69	7,56
3	9,03	4,78	5,02	4,36	11	9,88	10,86	8,06	9,00
4	9,70	7,10	6,17	6,71	12	7,96	8,36	8,10	8,20
5	8,70	7,37	7,28	6,90	13	6,12	6,26	5,74	6,44
6	10,15	8,66	7,65	7,37	14	7,82	8,50	8,38	
7	9,07	8,92		7,18	15	6,29	3,36	3,64	5,76
8	4,63	4,97	6,28	6,51					

Tabela 6: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para P dissolvido

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	4,42	3,87		3,65	8	4,46	5,24	4,80	4,98
2	7,49	3,95	3,64	3,14	9	5,03	5,29	5,33	5,27
3	8,30	5,52	4,92	4,76	10	6,74	8,89	5,59	5,78
4	5,64	5,57	4,82	4,65	11	3,82	5,71	5,32	5,36
5	6,87	6,17	5,69	5,42	12	3,71	4,25	3,74	4,60
6	5,55	5,60		4,61	13	4,98	5,46	5,30	5,04
7	3,09	3,59	3,53	4,09					

Tabela 7: Série histórica em etapa de monitoramento de tratamento convencional para alcalinidade bicarbonato

Análise	AU	EU	F4	ED	Análise	AU	EU	F4	ED
1	240	266		199	22	101	121	100	101
2	239	258		216	23	187	211	187	200
3	212	281		235	24	1035	1208	743	738
4	265	255		236	25	252	302	213	203
5	258	220		267	26	228	272	223	228
6	239	257			27	277	337	149	158
7	230	282		256	28	233	277	193	188
8	177	246		260	29	317	287	198	248
9	316	281		286	30	238	297	114	114
10	207	247		221	31	168	178	99	119
11	242	204		202	32	218	218	208	198
12	331	211		228	33	296	324	156	184
13	386	264		257	34	280	300	252	264
14	370	216	211	202	35	280	316	268	260
15	386	274	245	242	36	260	276	264	296
16	252	235	223	223	37	248	356	348	356
17	129	259	266	157	38	320	296	280	240
18	131	235	182	113	39	216	320	272	256
19	145	302	308	180	40	368	276	248	240
20	144	303	310	189	41	288	256	220	196
21	204	259	151	134					

Apêndice B - Resultados dos Ensaio complementares de coagulação-floculação-sedimentação

Tabela 8: Valores de parâmetros analisados para ensaio A1

Ensaio: A1		Data: 23/07/08		Hora: 10h20min		
Tipo de coagulante: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Não		Correção de pH: Não				
Solução inicial de $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	2,00	2,40	2,80	3,20	3,60	4,00
Dosagem coagulante (mg/L)	100,0	120,0	140,0	160,0	180,0	200,0
pH inicial	7,14	7,16	7,14	7,16	7,16	7,16
pH final	6,86	6,70	6,63	6,51	6,46	6,28
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	211,2					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	127,2	--	--	--	--
Turbidez inicial (NTU)	37					
Turbidez final (NTU)	15	14	14	14	13	12
P dissolvido inicial (mg/L)	3,59					
P dissolvido final (mg/L)	0,66	0,53	0,50	0,49	0,45	0,41
DQO inicial (mgO ₂ /L)	357,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--					
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	48					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	21	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	1208,3	--	--	--	--

Tabela 9: Valores de parâmetros analisados para ensaio A2

Ensaio: A2		Data: 23/07/08		Hora: 12h30min		
Tipo de coagulante: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero aniônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	2,40					
Dosagem coagulante (mg/L)	120,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	7,13	7,16	7,17	7,19	7,16	7,21
pH final	6,78	6,72	6,72	6,77	6,92	6,90
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	211,2					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	146,4	--	--	--	--
Turbidez inicial(NTU)	37					
Turbidez final(NTU)	12	12	12	12	13	13
P dissolvido inicial (mg/L)	3,59					
P dissolvido final (mg/L)	0,62	0,53	0,59	0,58	0,68	0,64
DQO inicial (mgO ₂ /L)	357,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--	49,7	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	48					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	18	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	1041,7	--	--	--	--

Tabela 10: Valores de parâmetros analisados para ensaio A3

Ensaio: A3		Data: 23/07/08		Hora: 14h10min		
Tipo de coagulante: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero catiônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	2,40					
Dosagem coagulante (mg/L)	120,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	7,04	7,07	7,08	7,09	7,08	7,14
pH final	6,35	6,12	6,07	6,05	6,16	6,15
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	211,2					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	105,6	--	--	--	--
Turbidez inicial (NTU)	37					
Turbidez final (NTU)	12	8,90	9,90	11	13	13
P dissolvido inicial (mg/L)	3,59					
P dissolvido final (mg/L)	0,47	0,22	0,37	0,22	0,20	0,22
DQO inicial (mgO ₂ /L)	357,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--	24,7	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	48					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	7	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	625	--	--	--	--

Tabela 11: Valores de parâmetros analisados para ensaio A4

Ensaio: A4		Data: 23/07/08		Hora: 16h00min		
Tipo de coagulante: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero não-iônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	2,40					
Dosagem coagulante (mg/L)	120,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,87	6,97	6,93	7,00	7,01	7,05
pH final	6,72	6,67	6,65	6,68	6,71	6,68
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	211,2					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	--	--	141,6	--	--
Turbidez inicial(NTU)	37					
Turbidez final(NTU)	8,60	7,60	6,30	6,00	6,40	7,40
P dissolvido inicial (mg/L)	3,59					
P dissolvido final (mg/L)	0,50	0,35	0,29	0,29	0,29	0,29
DQO inicial (mgO ₂ /L)	357,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--	--	--	--	37,0	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	48					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	--	--	--	5	--
IVL (mL/g)	--	--	--	--	1041,7	--

Tabela 12: Valores de parâmetros analisados para ensaio P1

Ensaio: P1		Data: 24/07/08		Hora: 9h33min		
Tipo de coagulante: Cloreto de polialumínio (PAC)		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Não		Correção de pH: Não				
Solução inicial de PAC com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	2,00	2,40	2,80	3,20	3,60	4,00
Dosagem coagulante (mg/L)	100,0	120,0	140,0	160,0	180,0	200,0
pH inicial	6,90	6,90	6,87	6,87	6,85	6,88
pH final	7,04	6,99	6,98	6,96	6,95	6,96
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	268,8					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)	--	--	--	--	--	204,0
Turbidez inicial (NTU)	50					
Turbidez final (NTU)	11,00	8,60	12,00	8,60	8,80	8,40
P dissolvido inicial (mg/L)	5,20					
P dissolvido final (mg/L)	1,36	0,83	0,62	0,47	0,42	0,37
DQO inicial (mgO₂/L)	283,9					
DQO final (mgO₂/L)	--	--	--	--	--	49,4
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	116					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	--	--	--	--	23
IVL (mL/g)	--	--	--	--	--	603,4

Tabela 13: Valores de parâmetros analisados para ensaio P2

Ensaio: P2		Data: 24/07/08		Hora: 11h25min		
Tipo de coagulante: Cloreto de polialumínio (PAC)		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero aniônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de PAC com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	4,00					
Dosagem coagulante (mg/L)	200,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,99	6,93	6,95	6,94	6,95	6,99
pH final	6,82	6,93	6,99	7,00	7,03	7,04
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	268,8					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)	--	204,0	--	--	--	--
Turbidez inicial(NTU)	50					
Turbidez final(NTU)	4,00	3,30	4,10	6,20	7,20	6,60
P dissolvido inicial (mg/L)	5,20					
P dissolvido final (mg/L)	0,29	0,26	0,27	0,29	0,35	0,34
DQO inicial (mgO₂/L)	283,9					
DQO final (mgO₂/L)	--	148,1	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	116					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	10	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	775,9	--	--	--	--

Tabela 14: Valores de parâmetros analisados para ensaio P3

Ensaio: P3		Data: 24/07/08		Hora: 14h50min		
Tipo de coagulante: Cloreto de polialumínio (PAC)		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero catiônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de PAC com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	4,00					
Dosagem coagulante (mg/L)	200,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	7,30	7,34	7,34	7,31	7,35	7,33
pH final	6,84	6,97	6,99	6,98	6,91	6,95
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	268,8					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	199,2	--	--	--	--
Turbidez inicial (NTU)	50					
Turbidez final (NTU)	3,30	2,30	2,50	3,80	3,60	4,10
P dissolvido inicial (mg/L)	5,20					
P dissolvido final (mg/L)	0,18	0,12	0,16	0,12	0,13	0,13
DQO inicial (mgO ₂ /L)	283,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--	123,4	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	116					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	4	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	517,2	--	--	--	--

Tabela 15: Valores de parâmetros analisados para ensaio P4

Ensaio: P4		Data: 24/07/08		Hora: hmin		
Tipo de coagulante: Cloreto de polialumínio (PAC)		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero não-iônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de PAC com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	4,00					
Dosagem coagulante (mg/L)	200,0					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,86	7,02	7,05	7,10	7,11	7,15
pH final	6,98	6,99	6,99	7,05	7,03	7,04
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO ₃ /L)	268,8					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO ₃ /L)	--	199,2	--	--	--	--
Turbidez inicial(NTU)	50					
Turbidez final(NTU)	2,40	1,50	1,60	1,80	1,70	1,40
P dissolvido inicial (mg/L)	5,20					
P dissolvido final (mg/L)	0,29	0,28	0,29	0,32	0,33	0,33
DQO inicial (mgO ₂ /L)	283,9					
DQO final (mgO ₂ /L)	--	135,8	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	116					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	0	--	--	--	--
IVL (mL/g)	--	862,1	--	--	--	--

Tabela 16: Valores de parâmetros analisados para ensaio F1

Ensaio: F1		Data: 01/08/08		Hora: 9h00min		
Tipo de coagulante: Cloreto Férrico FeCl₃.6H₂O		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Não		Correção de pH: Não				
Solução inicial de FeCl₃.6H₂O com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	0,50	1,00	1,50	2,00	2,50	3,00
Dosagem coagulante (mg/L)	25,00	50,00	75,00	100,00	125,00	150,00
pH inicial	7,08	7,19	7,23	7,25	7,26	7,27
pH final	7,25	7,00	6,89	6,85	6,69	6,56
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	272,3					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)			198,0			
Turbidez inicial (NTU)	40					
Turbidez final (NTU)	60	50	35	24	17	12
P dissolvido inicial (mg/L)	4,45					
P dissolvido final (mg/L)	4,45	2,23	1,01	0,52	0,40	0,34
DQO inicial (mgO₂/L)	148,1					
DQO final (mgO₂/L)			61,7			
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	81					
Sólidos suspensos final (mg/L)			8			
IVL (mL/g)			679,0			

Tabela 17: Valores de parâmetros analisados para ensaio F2

Ensaio: F2		Data: 01/08/08		Hora: 10h45min		
Tipo de coagulante: Cloreto Férrico FeCl₃.6H₂O		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero aniônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de FeCl₃.6H₂O com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	1,50					
Dosagem coagulante (mg/L)	75,00					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,97	7,15	7,11	7,17	7,21	7,24
pH final	6,85	6,83	6,80	6,79	6,97	7,02
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	272,3					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)	--	198,0	--	--	--	--
Turbidez inicial (NTU)	40					
Turbidez final (NTU)	31	31	32	36	37	40
P dissolvido inicial (mg/L)	4,45					
P dissolvido final (mg/L)	0,99	0,95	1,07	1,55	1,79	2,05
DQO inicial (mgO₂/L)	148,1					
DQO final (mgO₂/L)	--	24,7	--	--	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	81					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	37	--	-	--	--
IVL (mL/g)	--	617,3	--	--	--	--

Tabela 18: Valores de parâmetros analisados para ensaio F3

Ensaio: F3		Data: 01/08/08		Hora: 12h10min		
Tipo de coagulante: Cloreto Férrico FeCl₃.6H₂O		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero catiônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de FeCl₃.6H₂O com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	1,50					
Dosagem coagulante (mg/L)	75,00					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,98	7,07	7,12	7,17	7,20	7,24
pH final	6,65	6,72	6,77	6,83	6,88	6,92
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	272,3					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)	--	--	--	--	--	188,1
Turbidez inicial (NTU)	40					
Turbidez final (NTU)	29	28	24	28	24	20
P dissolvido inicial (mg/L)	4,45					
P dissolvido final (mg/L)	1,00	0,89	0,83	0,90	0,99	0,74
DQO inicial (mgO₂/L)	148,1					
DQO final (mgO₂/L)	--	--	--	--	--	24,7
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	81					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	--	--	--	--	14
IVL (mL/g)	--	--	--	--	--	617,3

Tabela 19: Valores de parâmetros analisados para ensaio F4

Ensaio: F4		Data:		Hora: 13h50min		
Tipo de coagulante: Cloreto Férrico FeCl₃.6H₂O		pH ótimo:				
Auxiliar de floculação: Polímero não-iônico 0,1%		Correção de pH: Não				
Solução inicial de FeCl₃.6H₂O com concentração 10%						
Jarro	1	2	3	4	5	6
Volume coagulante (mL)	1,50					
Dosagem coagulante (mg/L)	75,00					
Volume do auxiliar (mL)	2,00	4,00	6,00	8,00	10,00	12,00
Dosagem do auxiliar (mg/L)	1,00	2,00	3,00	4,00	5,00	6,00
pH inicial	6,98	7,07	7,12	7,17	7,20	7,24
pH final	6,65	6,72	6,77	6,83	6,88	6,92
Alcalinidade bicarbonato inicial (mgCaCO₃/L)	272,3					
Alcalinidade bicarbonato final (mgCaCO₃/L)	--	--	--	188,1	--	--
Turbidez inicial (NTU)	40					
Turbidez final (NTU)	17	20	21	18	18	21
P dissolvido inicial (mg/L)	4,45					
P dissolvido final (mg/L)	0,79	0,77	0,86	0,76	0,84	1,18
DQO inicial (mgO₂/L)	148,1					
DQO final (mgO₂/L)	--	--	--	49,4	--	--
Sólidos suspensos inicial (mg/L)	81					
Sólidos suspensos final (mg/L)	--	--	--	38	--	--
IVL (mL/g)	--	--	--	617,3	--	--

Apêndice C - Dosagens e relações para as concentrações de coagulantes utilizados.

Tabela 20: Valores de dosagens e relações mássicas e molares para as concentrações de coagulantes utilizados nos ensaios complementares

Coagulante	Concentração (mg/L)	Dose Metal (g/L)	Dose Metal (mol/L)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	100	8,10E-03	3,00E-04
	120	9,72E-03	3,60E-04
	140	1,13E-02	4,20E-04
	160	1,30E-02	4,80E-04
	180	1,46E-02	5,40E-04
	200	1,62E-02	6,00E-04
Cloreto de Polialumínio (PAC) (32% Al_2O_3)	100	3,20E-02	3,14E-04
	120	3,84E-02	3,77E-04
	140	4,48E-02	4,39E-04
	160	5,12E-02	5,02E-04
	180	5,76E-02	5,65E-04
	200	6,40E-02	6,28E-04
FeCl_3	25	8,60E-03	1,54E-04
	50	1,72E-02	3,08E-04
	75	2,58E-02	4,62E-04
	100	3,44E-02	6,16E-04
	125	4,30E-02	7,70E-04
	150	5,16E-02	9,24E-04

ANEXO

Anexo A: Metodologias das análises dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos

Tabela 1: Parâmetros, metodologias e referências utilizadas nos monitoramentos convencional e com aplicação de coagulante

Parâmetro	Método	Referência
pH	Método Eletrométrico	STANDARD METHODS 4500- H ⁺ B, 2005
OD	Método Eletrodo-Membrana	STANDARD METHODS 4500- O G, 2005
Temperatura	Método de laboratório e de campo	STANDARD METHODS 2350 B, 2005
Turbidez	Método Nefelométrico	STANDARD METHODS 2130 B, 2005
Alcalinidade	Método Potenciométrico	STANDARD METHODS 2320 B, 2005
Cloreto	Método Argentométrico	STANDARD METHODS 4500- Cl ⁻ B, 2005
DBO ₅	OXITOP	
DQO _{tot}	Oxidação por Dicromato de Potássio em meio ácido	STANDARD METHODS 5220 D, 2005
SST	Método dos Sólidos Suspensos Totais secos a 103-105°C	STANDARD METHODS 2340 D, 2005
SSed	Método dos Sólidos Sedimentáveis	STANDARD METHODS 2340 F, 2005
ST	Método dos Sólidos Totais secos a 103-105°C	STANDARD METHODS 2340 B, 2005
SV e SF	Método dos Sólidos Fixos e Voláteis por ignição a 550°C	STANDARD METHODS 2340 E, 2005
P _{tot} e PO ₄ ³⁻	Método da Digestão Ácido Sulfúrico – Nítrico associado ao Método do Ácido Ascórbico	STANDARD METHODS 4500-P B e E, 2005
NTK e N-NH ₃	Método Semi-Micro Kjeldahl	STANDARD METHODS 4500-Norg C, 2005
N-NO ₃ ⁻	Método da Coluna Redutora de Cádmio	STANDARD METHODS 4500- NO3- E, 2005
N-NO ₂ ⁻	Método Colorimétrico	STANDARD METHODS 4500- NO2 B, 2005
Sulfato	Método Turbidimétrico	STANDARD METHODS 4500-SO42- E, 2005
Sulfeto	Método Iodométrico	STANDARD METHODS 4500-S2- F, 2005

Anexo B - Metodologia de análise para ensaios de coagulação-floculação-sedimentação (Jar-test) (MARQUES, 2006).**Procedimento**

- 1) Homogeneizar o volume de água bruta medindo e determinando os valores de temperatura, pH e alcalinidade.
- 2) Adicionar aos jarros a volume de 2L de água bruta, ligando os agitadores de maneira a atingir o gradiente especificado para mistura rápida.
- 3) Caso se deseje acertar o pH, adicionar o volume necessário de solução (HCl ou NaOH, respectivamente) em cada jarro.
- 4) Mantendo os agitadores em funcionamento, coletar amostra para a leitura do pH.
- 5) Adicionar o volume determinado de coagulante concomitantemente em todos os jarros, na concentração determinada, variando a dosagem de jarro para jarro, e direcionando-o para a paleta do agitador.
- 6) Medir o tempo pré-determinado para realização da mistura rápida.
- 7) Ajustar a rotação do agitador garantindo o novo gradiente de velocidade, agora para a floculação.
- 8) Medir o tempo pré-determinado para realização da floculação.
- 9) Atingindo o tempo pré-determinado no início dos ensaios para a floculação, desligar os agitadores e aguardar o tempo de sedimentação desejado.
- 10) Proceder nesta etapa à coleta das amostras de cada jarro, sem esquecer de inicialmente descartar os 10mL de cada jarro e somente então coletar em novos recipientes um volume aproximado de 40mL.
- 11) Com as amostras coletadas, proceder às análises desejadas.