



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
"JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

Moacir Feba Tetila

**Uso de Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação como
Dispositivo de Pós-Tratamento do Efluente de um Reator UASB
Compartimentado Tratando Esgotos Sanitários**

Ilha Solteira

2015

A large, faint, light blue geometric logo is visible in the bottom right corner of the page. It is a complex shape made of many triangles, similar in style to the UNESP logo but much larger and less prominent.

MOACIR FEBA TETILA

Uso de Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação como
Dispositivo de Pós-Tratamento do Efluente de um Reator Anaeróbio
Compartimentado Tratando Esgotos Sanitários

Dissertação apresentada à Faculdade de
Engenharia do Campus de Ilha Solteira –
UNESP como parte dos requisitos para
obtenção do título de Mestre em
Engenharia Civil na Área de Conhecimento:
Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Orientador

FICHA CATALOGRÁFICA

Desenvolvido pelo Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação

T347u Tetila, Moacir Feba .
 Uso de reator aeróbio de leito fluidizado com circulação como dispositivo de
 pós-tratamento do efluente de um reator anaeróbio compartimentado
 tratando esgotos sanitários / Moacir Feba Tetila. -- Ilha Solteira: [s.n.], 2015
 131 f. : il.

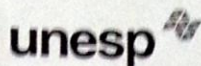
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de
Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos , 2015

Orientador: Tsunao Matsumoto

Co-orientador: Lilizane Lazzarini Albertin

Inclui bibliografia

1. Reator UASB compartimentado. 2. Reator aeróbio de leito fluidizado com
circulação. 3. Tratamento de esgotos sanitários. 4. Remoção de nutrientes.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
CAMPUS DE ILHA SOLTEIRA
FACULDADE DE ENGENHARIA DE ILHA SOLTEIRA



CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: Uso de reator aeróbico de leito fluidizado com circulação como dispositivo de pós-tratamento do efluente de um reator anaeróbico compartimentado tratando esgotos sanitários

AUTOR: MOACIR FEBA TETILA

ORIENTADOR: Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

CO-ORIENTADORA: Profa. Dra. LILIANE LAZZARI ALBERTIN

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE EM ENGENHARIA CIVIL, Área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:

Prof. Dr. TSUNAO MATSUMOTO

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. DIB GEBARA

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira

Prof. Dr. MIGUEL MANSUR AISSE

Departamento de Hidráulica e Saneamento, Setor de Tecnologia / Universidade Federal do Paraná

Data da realização: 08 de junho de 2015.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a Deus, por tudo que tenho e por trilhar meus caminhos para que eu chegasse até aqui com saúde.

Aos meus pais, Moacir e Maria Cristina, minha irmã Amanda, pois sem o amor, incentivo, confiança, apoio, carinho e milhares de outras coisas, eu nada seria.

A minha namorada, Amanda a qual compartilhei minhas angustias e problemas durante esse período, agradeço por todo amor, carinho e compreensão.

Aos meus parentes mais próximos, avós, tios e primos, pela companhia nos momentos de descanso, renovando minhas forças para alcançar meu objetivo.

Ao meu orientador, Tsunao Matsumoto pela oportunidade concedida, pela amizade, pela sua orientação e ensinamentos que contribuíram para meu crescimento científico, intelectual e principalmente pessoal.

Aos professores, Jefferson, Liliane e Dib, que não mediram esforços para me ajudar quando meu orientador não esteve presente.

Ao grande amigo, Bruno Leal pela companhia de longa data e todo auxílio durante minha graduação e mestrado.

Ao amigo, Bruno César pela grande ajuda na execução das análises. Aos demais amigos que sempre estiveram presente no laboratório trocando experiências e auxiliando no que fosse necessário, Ana Beatriz, Daiane e Daniele.

Aos técnicos, Natália e Ronaldo que me ajudaram na montagem e instalação do meu experimento e nos problemas operacionais ocorridos ao longo de minha pesquisa.

A CAPES pela bolsa de mestrado concedida e a todo Departamento de Engenharia Civil

“Hoje acordei cedo, contemplei mais uma vez a natureza. A chuva fina chegava de mansinho. O encanto e aroma matinal traziam um ar de reflexão. Enquanto isso, o meio ambiente pedia socorro. Era o homem construindo e destruindo a sua casa. Poluição, fome e desperdício deixam o mundo frágil e degradado. Tenha um instante com a paz e a harmonia. Reflita e preserve para uma consciência coletiva. Ainda há tempo, cuide bem da natureza”

Gleidson Melo

RESUMO

A pesquisa utilizou um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação (RALFC) como dispositivo de pós-tratamento do efluente de um Reator UASB Compartmentado (RUC) o qual tratou esgoto sanitário. O RUC foi constituído de 4 tubos de PVC, de diferentes diâmetros, dispostos de forma concêntrica e o RALFC por dois tubos de PVC, de diâmetros diferentes e concêntricos, e uma unidade de sedimentação na parte superior. A pesquisa foi dividida em partida e quatro fases distintas, denominadas fase 1A, 1B, 2A e 2B, nas quais foram variados os parâmetros de operação, como vazão de ar, vazão de efluentes, tempo de detenção hidráulica (TDH) e carga orgânica volumétrica (COV). De modo que durante a pesquisa foi constatado que a melhor fase de tratamento foi quando o RALFC operou com TDH de 4,7 horas e vazão de ar de 300 L/h. O sistema, nessa fase, apresentou um valor médio de DQO efluente de 55 mg/L, a partir de um valor bruto de 607 mg/L em média, gerando uma remoção total de 90%. Os parâmetros de controle como alcalinidade, pH, temperatura e ácidos orgânicos voláteis sempre estiveram dentro das recomendações da literatura, demonstrando uma baixa oscilação. Mesmo assim o sistema não apresentou bom desempenho na remoção de nutrientes, tendo em sua melhor fase de tratamento um efluente com 31 mg/L em média de nitrogênio total, a partir de um valor de entrada de 50 mg/L sendo que a maior parte desse nitrogênio foi removido durante a passagem pelo RUC. Por outro lado para o fósforo, os valores foram de 25 mg/L na entrada e no efluente 14 mg/L, do mesmo modo como ocorreu ao nitrogênio, a maior parte da remoção de fósforo foi realizada pelo RUC.

Palavras-chave: Reator UASB compartmentado. Reator aeróbio de leito fluidizado com circulação. Tratamento de esgotos sanitários. Remoção de nutrientes.

ABSTRACT

The study used an aerobic fluidized bed reactor with circulation (RALFC) as the effluent post-treatment device of a UASB reactor Compartmented (RUC) which treated wastewater. The RUC was consisted of 4 PVC tubes of different diameters arranged concentrically and RALFC two PVC tubes of different diameters and concentric, and a sedimentation unit in the upper part. The research was divided into four distinct phases and starting, called Phase 1A, 1B, 2A and 2B, in which were various operating parameters such as air flow, flow of wastewater, hydraulic retention time (HRT) and volumetric organic load (VOC). So that during the research it was found that the best treatment phase was when the RALFC operated with HRT of 4.7 hours and air flow of 300 L / h. The system, at this stage, had an average effluent COD value of 55 mg/L, from the affluent valor of 607 mg/L on average, there by generating a complete removal of 90%. The control parameters as alkalinity, pH, temperature and volatile organic acids have always been within the recommended by the literature, demonstrating a low oscillation. Even so, the system hasn't showed good performance in the removal of nutrients, in their best treatment stage an effluent with 31 mg/L on average total nitrogen from an input value of 50 mg/L. The most part of nitrogen removal was during passage through the RUC. As for the phosphorus values were 25 mg/L in the effluent input and 14 mg/L, in the same as was the nitrogen, the majority of phosphorus removal was performed by RUC.

Keywords: Compartmented UASB reactor. Aerobic fluidized bed reactor with circulation. Treatment of sewage. Nutrient removal.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrato	22
Figura 2 - Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrato	23
Figura 3 - Perfil de nitrogênio no interior do biofilme.....	23
Figura 4 - Esquema de um reator BAS	30
Figura 5 - Princípio da remoção biológica de fosfato	41
Figura 6 - Estrutura de instalação e estrutura para a fixação do RALFC.....	44
Figura 7 - Esquema geral do experimento.....	45
Figura 8 - Representação esquemática do RUC.....	46
Figura 9 - Detalhe da Figura 07 mostrando a parte superior do RUC	47
Figura 10 - Detalhamento do RALFC a ser utilizado na investigação experimental	48
Figura 11 - RALFC - Tubo interno (riser) de 100 mm. Dimensões e disposição no reator.....	49
Figura 12 - Unidade de sedimentação	50
Figura 13 - Fundo do RALFC com difusor de ar e rotâmetro com capacidade de 1000 L/h.....	51
Figura 14 - RALFC instalado no local de pesquisa.....	51
Figura 15 - Detalhe da parte inferior do RALFC, mostrando os locais de entrada de ar e descarte de lodo	52
Figura 16 - Peneira estática com abertura de 0,5 mm	53
Figura 17 - Tanque de equalização	53
Figura 18 - Bomba de adução centrífuga e caixa de nível constante denominado Ponto 1	54
Figura 19 - Parte superior do RUC, local onde foi coletado o efluente denominado Ponto 2	55
Figura 20 - Vista superior do RALFC, local onde foi coletado o efluente denominado Ponto 3	55
Figura 21 - Efluente da ETE de Ilha Solteira inoculado no RALFC.....	56
Figura 22 - Gráfico de DQO durante o período de partida	61
Figura 23 - Gráfico para alcalinidade durante o período de partida	62
Figura 24 - Gráfico do pH durante o período de partida	63
Figura 25 - Gráfico de temperatura durante o período de partida	63
Figura 26 - Box-plot de DQO _{total} durante a Fase 1A	64
Figura 27 - Gráfico para DQO _{total} durante a Fase 1A.....	65
Figura 28 - Gráfico para DQO _{filtrada} durante a Fase 1A	66
Figura 29 - Box-plot da alcalinidade durante a Fase 1A	67
Figura 30 - Gráfico para alcalinidade durante a Fase 1A	67
Figura 31 - Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 1A	68
Figura 32 - Gráfico para fósforo total durante a Fase 1A	69
Figura 33 - Gráfico do pH durante a Fase 1A.....	70
Figura 34 - Gráfico para temperatura durante a Fase 1A.....	71
Figura 35 - Gráfico de DBO e DBO _{filtrada} durante a Fase 1A.....	72
Figura 36 - Gráfico para OD no RALFC, durante a Fase 1A	72
Figura 37 - Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 1A	73
Figura 38 - Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 1A	74

Figura 39 - Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 1A.....	75
Figura 40 - Box-plot de DQO _{total} durante a Fase 1B.....	76
Figura 41 - Gráfico para DQO _{total} durante a Fase 1B.....	77
Figura 42 - Gráfico para DQO _{filtrada} durante a Fase 1B.....	77
Figura 43 - Box-plot para alcalinidade durante a Fase 1B.....	78
Figura 44 - Gráfico para alcalinidade durante a Fase 1B.....	79
Figura 45 - Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 1B.....	80
Figura 46 - Gráfico para fósforo total durante a Fase 1B.....	80
Figura 47 - Gráfico do pH durante a Fase 1B.....	81
Figura 48 - Gráfico de temperatura durante a Fase 1B.....	82
Figura 49 - Gráfico para DBO durante a Fase 1B.....	82
Figura 50 - Gráfico de OD durante a Fase 1B.....	83
Figura 51 - Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 1B.....	84
Figura 52 - Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 1B.....	85
Figura 53 - Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 1B.....	85
Figura 54 - Box-plot para DQO _{total} durante a Fase 2A.....	86
Figura 55 - Gráfico para DQO _{total} durante a Fase 2A.....	87
Figura 56 - Gráfico para DQO _{filtrada} durante a Fase 2A.....	88
Figura 57 - Box-plot para alcalinidade durante a Fase 2A.....	88
Figura 58 - Gráfico para alcalinidade durante a Fase 2A.....	89
Figura 59 - Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 2A.....	90
Figura 60 - Gráfico para fósforo total durante a Fase 2A.....	90
Figura 61 - Gráfico do pH durante a Fase 2A.....	91
Figura 62 - Gráfico para temperatura durante a Fase 2A.....	92
Figura 63 - Gráfico para DBO durante a Fase 2A.....	93
Figura 64 - Gráfico para OD durante a Fase 2A.....	93
Figura 65 - Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 2A.....	94
Figura 66 - Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 2A.....	95
Figura 67 - Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 2A.....	96
Figura 68 - Box-plot para DQO _{total} durante a Fase 2B.....	97
Figura 69 - Gráfico para DQO _{total} durante a Fase 2B.....	97
Figura 70 - Gráfico de DQO _{filtrada} durante a Fase 2B.....	98
Figura 71 - Box-plot para alcalinidade durante a Fase 2B.....	99
Figura 72 - Gráfico para alcalinidade durante a Fase 2B.....	99
Figura 73 - Gráfico para nitrogênio durante a Fase 2B.....	100
Figura 74 - Gráfico para fósforo total durante a Fase 2B.....	101
Figura 75 - Gráfico do pH durante a Fase 2B.....	101
Figura 76 - Gráfico para temperatura durante a Fase 2B.....	102
Figura 77 - Gráfico para DBO durante a Fase 2B.....	103
Figura 78 - Gráfico para OD durante a Fase 2B.....	103

Figura 79 -	Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 2B	104
Figura 80 -	Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 2B	105
Figura 81 -	Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 2B	106

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Diferenças entre processo de tratamento convencional de esgoto, e o processo de reator BAS.	31
Quadro 2 - Distribuição relativa da amônia de acordo com os valores de pH	35
Quadro 3 - Principais fatores que interferem na desnitrificação	39
Quadro 4 - Relação C/N ou DQO/N encontrados na literatura conforme a fonte de carbono utilizada na desnitrificação	40
Quadro 5 - Valores dos parâmetros de operação.....	58
Quadro 6 - Programa de monitoramento do Esgoto Bruto, do RUC e do RALFC durante o período de operação.....	59

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Parâmetros de projeto do reator em condições operacionais.....	48
Tabela 2 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de DQO e DQO _{filtrada} durante a pesquisa	107
Tabela 3 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de alcalinidade durante a pesquisa	108
Tabela 4 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de nitrogênio total e fósforo total durante a pesquisa	109
Tabela 5 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de pH e temperatura durante a pesquisa	110
Tabela 6 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de demanda bioquímica de oxigênio e oxigênio dissolvido durante a pesquisa	111
Tabela 7 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de AOV durante a pesquisa	112
Tabela 8 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis durante a pesquisa	113
Tabela 9 - Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos e sólidos suspensos voláteis durante a pesquisa	113
Tabela 10 - Resultados tabelados dos parâmetros de DQO, DQO filtrada e alcalinidade, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B	124
Tabela 11 - Resultados tabelados dos parâmetros de pH, temperatura e AOV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B.....	127
Tabela 12 - Resultados tabelados dos parâmetros nitrogênio total e fósforo total, durante as fases 1A, 1B, 2A, 2B	130
Tabela 13 - Resultados tabelados dos parâmetros de DBO, DBO filtrada e OD, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B.....	131
Tabela 14 - Resultados tabelados dos parâmetros ST, STF e STV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B.....	132
Tabela 15 - Resultados tabelados dos parâmetros SST, SSF e SSV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B	133

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CaCO_3	carbonato de cálcio
$\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$	fórmula empírica para biomassa bacteriana
COV	carga orgânica volumétrica
DBO	demanda bioquímica de oxigênio
$\text{DBO}_{\text{filtrada}}$	demanda bioquímica de oxigênio filtrada
DQO	demanda química de oxigênio
$\text{DQO}_{\text{filtrada}}$	demanda química de oxigênio
H/D	relação entre altura e diâmetro
N_2	nitrogênio gasoso
N_2O	dióxido de nitrogênio
NH_3	amônia
NH_4^+	íon amônio
NO	monóxido de nitrogênio
NO_2	nitrito
NO_3	nitrato
OD	oxigênio dissolvido
RALFC	reator aeróbio de leito fluidizado com circulação
pH	potencial hidrogeniônico
PVC	policloreto de vinila
RUC	reator UASB compartimentado
SSF	sólidos suspensos fixos
SST	sólidos suspensos totais
SSV	sólidos suspensos voláteis
ST	sólidos totais
STF	sólidos totais fixos
STV	sólidos totais voláteis
TDH	tempo de detenção hidráulica
UASB	reator de manta de lodo e fluxo ascendente

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	16
2	OBJETIVOS	18
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
3.1	IMPORTÂNCIA DO TRATAMENTO DE ESGOTO	19
3.2	TIPOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO.....	20
3.3	BIOFILME.....	20
3.3.1	Distribuição de micro-organismos aeróbios e anaeróbios no biofilme	21
3.4	REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO (UASB)	24
3.5	REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO.....	27
3.6	REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO INTERNA	29
3.7	PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE REATORES ANAERÓBIOS POR REATORES DE LEITO FLUIDIZADO	32
3.8	MATERIAL NITROGENADO	33
3.9	NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO EM SISTEMAS BIOLÓGICOS	34
3.9.1	Amonificação.....	34
3.9.2	Assimilação.....	35
3.9.3	Nitrificação	35
3.9.3.1	<i>Fatores limitantes para a nitrificação</i>	37
3.9.4	Desnitrificação.....	38
3.9.4.1	<i>Fontes de carbono usualmente utilizadas no processo de desnitrificação</i>	40
3.10	REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO	41
4	MATERIAIS E MÉTODOS.....	44
4.1	LOCAL DE INSTALAÇÃO	44
4.1	DESCRIÇÃO DO REATOR UASB COMPARTIMENTADO	45
4.2	DESCRIÇÃO DO REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO (RALFC)	48
4.3	DESCRIÇÃO DO MECANISMO DE ABASTECIMENTO DOS REATORES.....	52
4.4	DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO	56
4.4.1	Partida do RALFC e repartida do RUC.....	56
4.4.2	Fase 1A.....	57
4.4.3	Fase 1B.....	57
4.4.4	Fase 2A.....	57
4.4.5	Fase 2B.....	58

4.5	DESCRIÇÃO DO MONITORAMENTO.....	58
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	61
5.1	PARTIDA DO RALFC E REPARTIDA DO RUC	61
5.1.1	Demanda química de oxigênio - DQO_{total}	61
5.1.2	Alcalinidade	62
5.1.3	Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura	62
5.2	FASE 1A	64
5.2.1	Demanda química de oxigênio (DQO_{total} e DQO_{filtrada})	64
5.2.2	Alcalinidade	66
5.2.3	Nitrogênio total e fósforo total	68
5.2.4	Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura	69
5.2.5	Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD).....	71
5.2.6	Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV).....	73
5.2.7	Série de sólidos	73
5.3	FASE 1B	76
5.3.1	Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e DQO_{filtrada}).....	76
5.3.2	Alcalinidade.....	78
5.3.3	Nitrogênio total e fósforo total	79
5.3.4	Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura	81
5.3.5	Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD).....	82
5.3.6	Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV).....	83
5.3.7	Série de sólidos	84
5.4	FASE 2A	86
5.4.1	Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e DQO_{filtrada}).....	86
5.4.2	Alcalinidade	88
5.4.3	Nitrogênio total e fósforo total	89
5.4.4	Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura	91
5.4.5	Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD).....	92
5.4.6	Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV).....	94
5.4.7	Série de sólidos	94
5.5	FASE 2B	96
5.5.1	Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e DQO_{filtrada}).....	96
5.5.2	Alcalinidade.....	98
5.5.3	Nitrogênio total e fósforo total	100
5.5.4	Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura	101
5.5.5	Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD).....	102

5.5.6	Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV).....	104
5.5.7	Série de sólidos	104
6	DISCUSSÃO FINAL	107
6.1	DQO E DQO _{FILTRADA}	107
6.2	ALCALINIDADE	108
6.4	pH E TEMPERATURA	110
6.5	DBO e OD	110
6.6	AOV	111
6.7	SÓLIDOS	112
7	CONCLUSÃO	114
8	RECOMENDAÇÕES	115
	REFERÊNCIAS	116
	APÊNDICE A – Resultados dos parâmetros de DQO, DQO filtrada e alcalinidade.....	124
	APÊNDICE B – Resultados dos parâmetros de pH, temperatura e AOV	127
	APÊNDICE C - Resultados dos parâmetros nitrogênio total e fósforo total.....	130
	APÊNDICE D – Resultados dos parâmetros de DBO, DBO filtrada e OD	131
	APÊNDICE E – Resultados parâmetros ST, STF, STV, SST, SSV e SST	132

1 INTRODUÇÃO

A natureza possui a capacidade de decompor a matéria orgânica presente nos corpos hídricos. Assim, tem-se desenvolvido os mais variados tipos de tratamento de esgotos que, basicamente, reproduzem a ação da natureza de maneira mais rápida. O tratamento biológico propicia a degradação da matéria orgânica e de outros compostos de difícil degradação de forma natural, pela ação de micro-organismos, transformando-os em substâncias mais simples. Este processo recebe o nome de biodegradação e pode ser realizado na presença ou na ausência de oxigênio (ASSUNÇÃO, 2009).

Dentre os tratamentos biológicos, ainda não existe uma solução que atenda integralmente a todos os requisitos. No entanto, a aplicação da tecnologia anaeróbia, nas suas diversas formas, apresenta-se como tecnologia viável de ser implantada em países da América Latina e em regiões de clima tropical e subtropical. Esta tecnologia, em geral, é de baixo custo, robusta e os sistemas anaeróbios modernos vêm apresentando melhoria de seu desempenho, tendo-se um aumento muito grande, não somente da velocidade de decomposição do material orgânico, mas também da porcentagem do material orgânico digerido (VICTORIA, 2006).

Dentre esses sistemas, está o uso de Reator Anaeróbio Compartimentado (RAC) que, de acordo com Grobicki e Stuckey (1991 citado por AVELAR, 2008), nada mais é que uma unidade de tratamento baseado na utilização de micro-organismos, os quais, por meio de seu metabolismo degradam matéria orgânica. O RAC possui uma configuração simples, com divisões internas que possuem o intuito de aumentar o tempo de detenção hidráulica em cada fase da biodegradação anaeróbia, possibilitando maior contato entre a biomassa e o efluente. O problema para esse tipo de reator é a insatisfatória remoção de nutrientes, sendo necessário incorporar um sistema de pós-tratamento quando se deseja cumprir a legislação.

Geralmente são utilizados métodos aeróbios para promover o pós-tratamento de reatores anaeróbios. Dentre estes métodos estão os lodos ativados e lagoas de estabilização. Segundo Von Sperling (2005), os lodos ativados apresentam alta eficiência na remoção de DBO, mas apresentam elevados custos de implantação, de operação e de consumo de energia, elevado índice de mecanização e a necessidade de tratamento completo do lodo e de sua disposição final, assim dificultando seu uso em regiões precárias do país.

De tal modo, os reatores aeróbios de leito fluidizado surgem nesse cenário de maneira muito sugestiva. Estes reatores apresentam potencial para possibilitar, em uma única etapa, a

remoção de material carbonáceo e nutrientes, além de poderem ser alocados de forma descentralizada, como, por exemplo, em condomínios e loteamentos (ARAÚJO, 2008).

O sistema de pós-tratamento proposto nessa pesquisa visa remover nutrientes e possivelmente material carbonáceo remanescente do tratamento anaeróbio, adequando-o aos padrões de lançamento determinado pela resolução CONAMA 430/2011. O descarte nos corpos receptores, de nutrientes provenientes de esgotos sanitários, como o nitrogênio e o fósforo, é o principal responsável pela eutrofização dos corpos hídricos, uma vez que favorecem o crescimento de plantas aquáticas. Além disso, o nitrogênio amoniacal é facilmente oxidado por organismos nitrificantes que consomem o oxigênio dissolvido, podendo tornar a vida aquática aeróbia inviável.

Com os nutrientes dentro dos padrões de lançamento, a eutrofização será melhor controlada e conseqüentemente o efluente tratado eliminará problemas, tais como: mortandade de peixes, condições anaeróbias no corpo hídrico e elevação nos custos para tratamento desta água para fins de consumo.

2 OBJETIVOS

Esta pesquisa tem como objetivo principal a utilização de um Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação (RALFC) como dispositivo de pós-tratamento na remoção de nutrientes remanescentes no efluente de um Reator Anaeróbio Compartimentado (RUC) tratando esgoto sanitário da cidade de Ilha Solteira – SP.

Para conseguir atingir este objetivo geral proposto, os seguintes objetivos específicos foram estabelecidos:

- Variação da taxa de aeração para verificar o desempenho do dispositivo de pós-tratamento, quanto à remoção de carga orgânica carbonácea remanescente do RUC;
- Utilização de diferentes tempos de detenção hidráulica para verificar o desempenho na remoção de carga orgânica no RALFC;
- Avaliação da eficiência de remoção de nitrogênio total e fósforo total no sistema e tratamento.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Segundo Associação Brasileira de Normas Técnicas - ABNT (1986), esgoto sanitário é o despejo líquido constituído de esgotos doméstico e industrial, água de infiltração e a contribuição pluvial parasitária. Ainda segundo ABNT (1986), esgoto doméstico é o despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas. Esgoto industrial é o despejo líquido resultante dos processos industriais, respeitados os padrões de lançamento estabelecidos. Água de infiltração é toda água proveniente do subsolo, indesejável ao sistema separador e que penetra nas canalizações. E, contribuição pluvial parasitária é a parcela do deflúvio superficial inevitavelmente absorvida pela rede de esgoto sanitário.

Na maioria dos casos, o principal componente do esgoto sanitário é o esgoto doméstico. Suas características variam de acordo com aspectos climáticos, econômicos e sociais da região.

O aumento populacional nas grandes cidades tem gerado aumento do consumo de água, simultaneamente, um maior volume de esgotos doméstico é produzido. Este se junta com os outros tipos de esgotos mais complexos e exigem uma destinação adequada; caso contrário, haverá o risco de poluição do solo, ar e contaminação dos corpos hídricos. Em função destes fatores surge a necessidade de se desenvolver tecnologias que evitem problemas futuros ao meio ambiente.

3.1 IMPORTÂNCIA DO TRATAMENTO DE ESGOTO

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994), o objetivo principal do tratamento de esgoto é eliminar as características indesejáveis, de tal maneira que o seu uso ou a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as normas e critérios definidos pela legislação vigente.

Para alcançar o objetivo descrito, o tratamento deverá reduzir a concentração dos principais constituintes do esgoto, quais sejam: sólidos, matéria orgânica, nutrientes e organismos patogênicos. Para reduzir a concentração destes poluentes é necessária a aplicação de técnicas as quais, na maioria dos casos, produzem um efluente dentro dos padrões normativos, livrando o corpo d'água de problemas futuros, como eutrofização e queda da concentração de oxigênio dissolvido.

O principal problema devido à presença de material orgânico é a queda no nível de oxigênio dissolvido (OD) e consequentemente a degradação parcial ou total do corpo

receptor. Outro problema comum, causado pela grande quantidade de nutrientes despejado pelos esgotos, é a eutrofização, a qual aumenta o crescimento de algas e em função disso diminui a concentração de OD no corpo hídrico.

Assim deve-se ressaltar que a escolha do sistema de tratamento mais adequado deve levar em consideração que a qualidade do efluente esteja de acordo com os padrões exigidos pela legislação vigente. A resolução CONAMA 430/2011, dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução CONAMA 357/2005.

3.2 TIPOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO

Existem diversos tipos de tratamento de esgoto. Entre eles estão: lagoa facultativa, lagoa anaeróbia, lagoa aerada, reator anaeróbio de fluxo ascendente (RAFA ou UASB), lodos ativados, reator aeróbio de leito fluidizado, baias e valas de infiltração, flotação, filtro percolador e filtro anaeróbio.

Ainda entre os tipos de tratamentos, existem os reatores biológicos de biofilme fixo, que são unidades que dispõem de meio suporte, constituído por materiais, peças, micro-organismos ou acessórios, em cuja superfície ocorre a fixação e o desenvolvimento do biofilme. Esses reatores podem ser divididos de acordo com o tipo de leito, existindo reatores de leito fixo, que não apresentam movimento do leito e os de leito móvel, quando o material suporte movimenta-se pelo fluxo da água residuária ou pela injeção de gás.

Estes são os principais tipos de tratamento de esgoto, destacando em alguns casos a combinação entre dois tipos de tratamento, geralmente um anaeróbio e posteriormente aeróbio. O tratamento utilizado será escolhido de acordo com as características econômicas, ambientais e legislativas da região do local que irá implantá-lo.

3.3 BIOFILME

As células microbianas podem se agregar na forma de flocos e biofilmes. Estas estruturas têm despertado grande interesse nos processos biotecnológicos e no tratamento de esgotos industriais e domésticos pela facilidade de separar a biomassa do corpo líquido.

Segundo Nicoletta et al. (2000), o biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extra celulares, como polímeros, no qual formam-se

espontaneamente grânulos densos ou crescem aderidos a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa.

Os tratamentos biológicos podem ser agrupados em duas categorias, segundo o mecanismo de crescimento e sustentação da biomassa: crescimento disperso e crescimento aderido. Nos sistemas de crescimento disperso não há estruturas de sustentação da biomassa. São exemplos desses sistemas as lagoas de estabilização, lodos ativados e reator anaeróbio de fluxo ascendente (GEBARA, 2006).

Os reatores de leito fluidizado pertencem à categoria de tratamentos com crescimento aderido, em que a biomassa cresce sobre um meio suporte, formando um biofilme. O meio suporte pode ser constituído por um material sólido natural (pedra, areia, solo) ou artificial (anéis plásticos) ou, ainda, pela aglomeração da própria biomassa, constituindo grânulos, como no caso dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente, UASB.

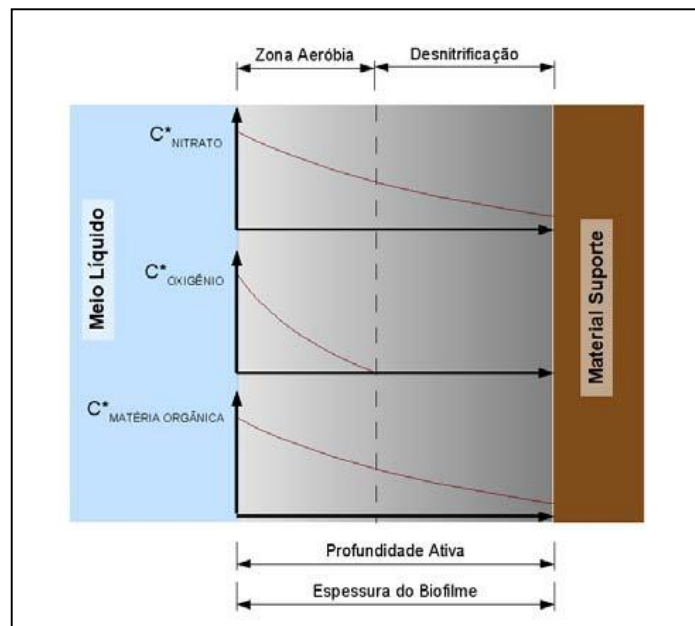
Segundo Silva et al. (1999, citado por GONÇALVES et al., 2001), os processos de tratamento utilizando biomassa aderida têm provado ser eficiente nos tratamentos de esgotos, por apresentar grande eficiência na degradação da matéria orgânica e por sua boa estabilização operacional. Nas partículas suporte fluidizadas ocorre o crescimento dos micro-organismos, formações de exopolímeros e o desprendimento do biofilme.

Nicolella et al. (2000), define vantagens no uso de biofilmes, para tratamento de efluentes, tais como: capacidade de tratar grandes volumes de efluente, existência de uma diversidade de micro-organismos na estrutura do biofilme, apresentar sistemas que podem ser operados com alta concentração de biomassa, sem a necessidade de sedimentar a biomassa retida. Como desvantagem a utilização de um tratamento posterior do efluente, para remover o restante da biomassa suspensa ou desprendida.

3.3.1 Distribuição de micro-organismos aeróbios e anaeróbios no biofilme

O biofilme possui uma estrutura heterogênea, na qual é possível observar a existência de diversas espécies de micro-organismos. As figuras 01 e 02 apresentam o perfil de um biofilme aderido a uma partícula sólida (HAGEDORN-OLSEN et al., 1994). É possível observar como se comporta o perfil da concentração de oxigênio no interior do biofilme. A Figura 01 propõe a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme e uma anóxica, localizada na camada interna do filme próxima ao material suporte.

Figura 1- Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Completamente penetrado pelo nitrato



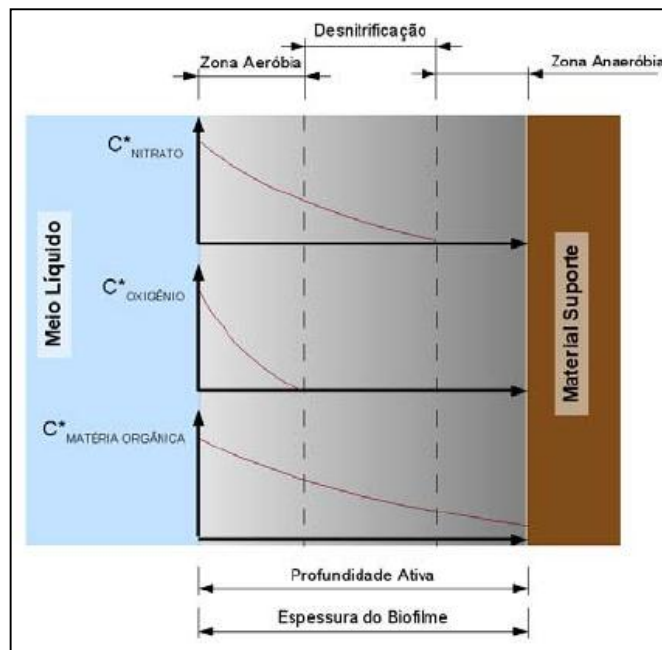
Fonte: Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. citado por Gebara (2006).

A Figura 02 propõe uma configuração um pouco diferente, dependendo da espessura do biofilme, ou seja, a existência de uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme, uma anaeróbia localizada na camada mais interna do filme, próxima ao material suporte e, no meio destas duas, uma camada anóxica. É possível ocorrer a condição apresentada na figura 01 ou 02, dependendo da espessura do biofilme, que é fortemente influenciada pelas condições de fluxo do reator.

Segundo Gebara (2006), os organismos heterotróficos devem estar presentes na camada mais externa, ou seja, na linha aeróbia do biofilme e os organismos autotróficos, de crescimento mais lento, deverão aparecer nas camadas mais internas, com pouca ou nenhuma presença de oxigênio.

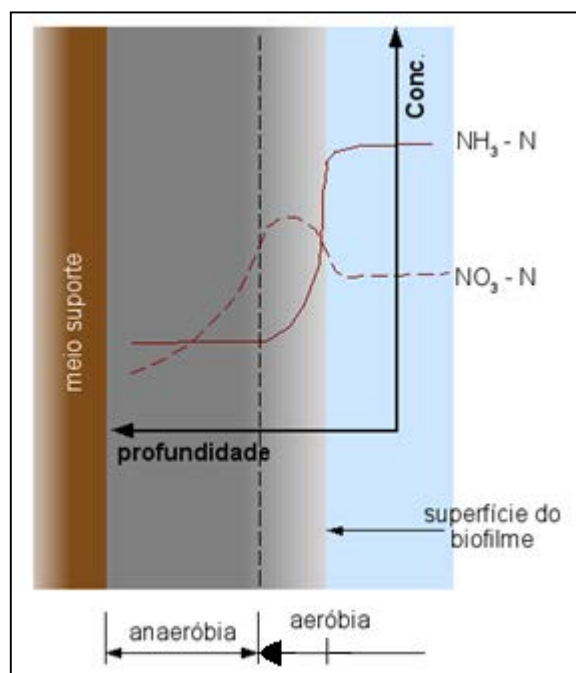
Segundo Iwai e Kitao (1994), a coexistência de duas regiões anaeróbia e aeróbia é conveniente para a remoção biológica de nitrogênio. A Figura 03 apresenta o perfil da concentração de nitrogênio através do biofilme.

Figura 2- Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme – Parcialmente penetrado pelo nitrato



Fonte: Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. citado por Gebara (2006).

Figura 3 - Perfil de nitrogênio no interior do biofilme



Fonte: Adaptado de Iwai e Kitao citado por Gebara (2006).

A eficiência no processo de nitrificação e desnitrificação dependerá da concentração de oxigênio no meio líquido e da espessura do biofilme. Iwai e Kitao (1994) afirmam que deve existir uma concentração ótima de oxigênio no meio líquido para promover a máxima remoção de nitrogênio.

De acordo com Okabe et al. (1995, citado por Gebara, 2006), a presença de substrato nos esgotos resulta na competição por oxigênio dissolvido e espaço no biofilme entre as bactérias nitrificadoras e as bactérias heterotróficas. Segundo os autores, a inibição ou a eliminação das bactérias nitrificadoras por esta competição interespecies leva a um decréscimo na eficiência, ou até mesmo na falência do processo de nitrificação e desnitrificação.

Assim, segundo Giseke et al. (2002) existe um grande potencial nos reatores que utilizam biomassa aderida em remover simultaneamente matéria orgânica e nutrientes como nitrogênio e fósforo. Giseke relata que, graças à heterogeneidade e à existência de várias comunidades de micro-organismos em um único sistema o biofilme pode ser exposto alternadamente a condições aeróbias e anaeróbias para melhorar a remoção biológica de nitrogênio e fósforo.

3.4 REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO (UASB)

O reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo foi desenvolvido na década de 70 pelo professor Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen, Holanda. Denominado de reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors). Em português, deveria ser chamado de Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo (BUSATO, 2004).

Segundo Andrade Neto (1997), o UASB teve seus princípios de tratamento descobertos no tanque Biolítico de Phelps em 1908. É um reator de lodo ativo sobre a fase líquida, com biomassa não aderida e leito pouco expandido. Segundo Gomes (1989), o primeiro reator UASB foi desenvolvido, laboratorialmente, pelo Dr. Urivald Pawlowsky, no Suriname, ao redor de 1979, para tratar vinhoto de álcool de mandioca.

No Brasil, o uso de reatores de manta de lodo para o tratamento de esgoto doméstico tem resultado em experiências bem sucedidas, passando a ter destaque a partir da década de 80, com diversos reatores operando em vários estados, demonstrando que o potencial dos mesmos é muito grande. Quando aplicado em locais de clima quente, o processo anaeróbio

através de reatores de manta de lodo apresenta inúmeras vantagens. Nessas situações as seguintes características são esperadas (CHERNICHARO, 1997):

- Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- Baixo custo de implantação e de operação;
- Baixa produção de lodo;
- Baixo consumo de energia;
- Satisfatória eficiência de remoção de DBO/DQO (da ordem de 65–75%);
- Possibilidade de rápido reinício, mesmo após longas paralisações;
- Elevada concentração de lodo excedente; e
- Boa desidratabilidade do lodo.

Mesmo com vantagens em relação aos outros sistemas de tratamento de esgotos, principalmente no que diz respeito a demanda de área, simplicidade e baixos custos de projetos, operação e manutenção, algumas desvantagens ainda são atribuídas ao processo:

- Possibilidade de emissão de maus odores;
- Baixa capacidade do sistema em tolerar cargas tóxicas;
- Elevado intervalo de tempo necessário para a partida do sistema;
- Necessidade de uma etapa de pós-tratamento; e
- Baixa remoção de nutrientes.

Em efluente predominantemente doméstico, a presença de compostos de enxofre e de materiais tóxicos usualmente ocorre em níveis muito baixos, sem comprometer o sistema de tratamento. Quando bem projetados e operados, os sistemas não devem apresentar problemas de mau cheiro e de falhas devido à presença de elementos inibidores. Quanto ao elevado intervalo de tempo necessário para a partida dos reatores, esse pode ser significativamente diminuído através da inoculação dos mesmos e com o estabelecimento de rotinas operacionais adequadas (BUSATO, 2004).

Segundo Van Haandel e Lettinga (1994) trabalhando em um reator anaeróbio chegaram à conclusão que o tratamento anaeróbio teve pouco efeito sobre a concentração de nitrogênio e fósforo. Durante o período de operação foi observado um aumento na concentração de amônia de 35 para 53 mg/L e de ortofosfato de 5,5 para 9,9 mg/L no reator.

Os autores atribuíram o aumento de nutrientes à mineralização de compostos orgânicos (proteicos) que contém nitrogênio e fósforo.

Resultados de aumento na concentração de nitrogênio amoniacal, durante o processo de tratamento anaeróbio, também foram encontrados por Elmitwalli et al. (2002) e por Valentim (2003), os quais também atribuíram tal aumento à hidrólise de proteínas e à hidrólise de material particulado, respectivamente.

A necessidade de pós-tratamento diz respeito principalmente à baixa remoção de nutrientes. Os efluentes dos reatores anaeróbios apresentam concentrações superiores às permitidas pela resolução CONAMA 430 de 2011. O pós-tratamento, além de diminuir a concentração de nutrientes, irá remover o material carbonáceo remanescente, adequando este efluente aos padrões legislativos.

Quanto aos projetos de os reatores de manta de lodo, estes são relativamente simples. Não necessitam de instalação de equipamentos sofisticados ou de meio suporte para a retenção da biomassa. Alguns cuidados devem ser tomados quanto à vazão afluyente, pois o funcionamento do reator UASB depende da velocidade do fluxo através do leito de lodo. Velocidades elevadas podem provocar o arraste do lodo com o efluente. Velocidades baixas prejudicam a atividade biológica e ocasionam o adensamento ou até sedimentação do leito de lodo no fundo do reator, favorecendo obstrução, aparecimento de caminhos preferenciais e zonas mortas (BUSATO, 2004).

3.4.1 Reator UASB compartimentado

O sistema de tratamento utilizando o Reator UASB Compartimentado (RUC) possui características parecidas com os reatores UASB, como aquelas citadas por Chernicharo (1997). Mesmo assim este sistema é concebido como um aprimoramento dos reatores UASB.

O RUC é uma unidade de tratamento baseado na utilização de micro-organismos, que por meio de seu metabolismo degradam matéria orgânica. Possui configuração simples, com divisões internas que buscam distribuir melhor o tempo de detenção hidráulica. Assim a fases da digestão anaeróbica que necessita de maior TDH tem compartimento com maior volume. A compartimentação possibilita a exploração das fases da digestão anaeróbia de maneira separada (GROBICKI; STUCKEY, 1991).

A configuração dos reatores anaeróbios compartimentados permite que a água residuária atravesse regiões de elevada concentração de micro-organismos ativos que se

formam junto ao seu fundo, pois os compartimentos obrigam o esgoto a se movimentar descendente e ascendentemente (BARBER; STUCKEY, 1999). Em termos de processo, o reator compartimentado se caracteriza por oferecer a possibilidade de separar algumas fases da digestão anaeróbia, ou seja, fase acidogênica da metanogênica, permitindo que diferentes populações dominem cada compartimento, onde bactérias acidificantes predominam no 1º compartimento e as metanogênicas dominem as seções subsequentes, favorecendo termodinamicamente a formação de metano (AISSE et al., 2000; KUSÇU; SPONZA, 2005 citados por OLIVEIRA NETO, 2007).

O Reator UASB Compartimentado apresenta uma configuração simples, presença e divisões internas (câmaras), que possibilitam um maior contato entre micro-organismos, substratos e baixo custo de construção quando comparado com os demais reatores anaeróbios (NOUR, 1996).

Além disso, o RUC apresenta as seguintes vantagens: não há necessidade de equipamentos como agitadores; possuem tempo de detenção hidráulico (TDH) relativamente baixo; podem ser operados durante longos períodos de tempo sem descarte do lodo; suportam águas residuárias com altas e baixas concentrações de DBO; baixo consumo de energia elétrica; não utilização de equipamentos onerosos; alta capacidade de retenção de sólidos biológicos ativos; retenção de biomassa sem o uso de meio fixo; possuem elevada estabilidade e reabilitação a choques orgânicos e hidráulicos; a sequência ascendente/descendente de escoamentos reduz a lavagem da biomassa; podem apresentar remoção de DBO de até 95% e possibilidade de operação intermitente (POVINELLI, 1994; BARBER; STUCKEY, 1999; CHERNICHARO, 2001).

3.5 REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO

Segundo Gonçalves et al. (2001) os reatores biológicos de leito fluidizado ou de leito expandido foram uma inovação na tecnologia de tratamento de esgotos. A imobilização dos micro-organismos em pequenos suportes inertes, formando os biofilmes, permite:

- Reter uma grande concentração de biomassa no seu interior, devido à maior área superficial;
- Melhorar o contato da biomassa com o substrato;
- Operar com tempos de detenção hidráulica reduzidos;

- Melhorar a eficiência na remoção da carga orgânica;
- Diminuir a produção do lodo; e
- Reduzir a área necessária para as reações biológicas.

A fluidização supera problemas de operação, como colmatção do leito e queda de pressão, que podem ocorrer em outros tipos de reatores. A sua aplicação ao tratamento de esgotos passou a ter um grande desenvolvimento a partir da década de 70, principalmente na Inglaterra e nos Estados Unidos. Um dos eventos reportados como marcante para o desenvolvimento desse reator é atribuído à conferência na cidade de Manchester em 1980, organizada em conjunto pela universidade local e o Water Research Center (Stevenage), os quais eram os centros de pesquisa que vinham conduzindo experimentos há alguns anos até então. Nesta ocasião, o reator de leito fluidizado foi considerado como o desenvolvimento mais significativo no tratamento de esgotos, nos últimos cinquenta anos passados (GONÇALVES et al., 2001).

Segundo Switzenbaum (1982), creditou a Cooper e Wheeldon, como uns dos primeiros responsáveis pelo renovado interesse pelo uso desses reatores, com o objetivo de tratamento de esgotos. O seu uso na época tinha sido voltado para a desnitrificação, para a oxidação aeróbia de matéria orgânica, para a nitrificação e para a fermentação anaeróbia. O próprio Switzenbaum (1982), foi um dos pioneiros no desenvolvimento de reatores anaeróbios de leito fluidizado e expandido para o tratamento de esgotos domésticos. No Brasil, Campos e Akutsu (1984) iniciaram estudos em escala piloto com um reator de leito fluidizado anaeróbio no tratamento de despejos líquidos de indústrias de conservas, mostrando a viabilidade técnica do seu emprego para efluentes de indústrias agro-alimentares.

Estes reatores, em seu estado estacionário inicial é um leito bifásico (sólido e líquido), que, com o início de sua operação, a introdução de oxigênio (reator aeróbio), forma um sistema trifásico (sólido, líquido e gás), no qual (GONÇALVES, 2001):

- Fase sólida é composta de material inerte ou granular, permitindo a retenção de sólidos suspensos e fixação da biomassa;
- Fase líquida é onde o material sólido é imerso e é renovada continuamente pelo suprimento do efluente;
- Fase gasosa é criada pela entrada de ar no reator (aeróbio), ou pela geração interna de biogás (reator anaeróbio).

O fenômeno de fluidização ocorre em meios compostos por partículas sólidas submetidas a um fluxo ascendente de um líquido ou gás, quando iguala ou ultrapassa o valor do peso das partículas. Antes dessa ocorrência, o meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização incipiente, ou mínima (LEVENSPIEL; KUNII, 1991).

Os principais fatores que influenciam a forma em que ocorre a fluidização de um leito são o tamanho e a distribuição de tamanho dos sólidos e a relação entre as massas específicas do fluido e do sólido. Normalmente sistemas sólido-líquidos fluidizam mais homoganeamente, enquanto que sistemas sólidos-gases exibem maior grau de heterogeneidade.

Os modelos de contato convencionais entre fluidos e sólidos buscam reproduzir as condições de escoamento pistonado ideal, para permitir maior controle e uniformidade do processo. Entretanto, este não é o caso dos leitos fluidizados, onde os sólidos podem ser melhor representados por um escoamento com mistura completa, enquanto que o fluido segue um padrão de fluxo intermediário, de difícil descrição. Uma vez que para um projeto ótimo o contato adequado entre as fases é essencial, a caracterização dos leitos fluidizados pode tornar-se um problema difícil. Assim, o desenvolvimento de métodos satisfatórios para prever o padrão de comportamento tornou-se uma área importante de pesquisa em leitos fluidizados (GEBARA, 2006).

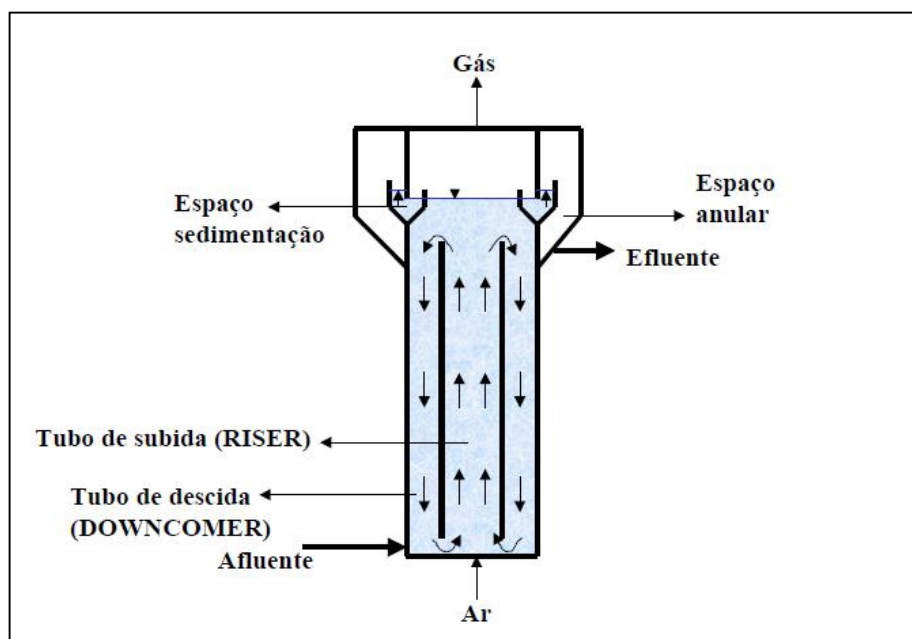
Ainda segundo Gebara (2006) o leito fluidizado oferece as vantagens de permitir uma operação automática contínua facilmente controlada, com condições isotérmicas devido à grande mistura dos sólidos. O volume do reator, com conteúdo bem misturado, responde lentamente a mudanças bruscas nas condições de operação. O processo é adequado para operação em larga escala e fornece grandes taxas de transferência entre o fluido e as partículas sólidas, quando comparado a outros meios de contato.

3.6 REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO INTERNA

O principal problema na operação com reatores do tipo fluidizado é o controle da espessura do biofilme. Nos reatores de leito fluidizado com circulação conseguida por meio de jatos de ar, o controle desta espessura se mostra possível, resultando em biofilmes densos (HEIJNEN et al., 1990).

Os reatores deste tipo, esquematizado na Figura 04, são chamados na bibliografia de *Loop Reactors*, podendo ser a circulação conseguida externamente ou internamente. A Figura 04 mostra o esquema de um reator de suspensão de biofilme por *airlift* chamado de BAS (*Biofilm Airlift Suspension*). Esse tipo de reator foi proposto por Heijnen et al. (1993), representa a classe de reatores com circulação interna (*internal loop*), obtida em tubos concêntricos.

Figura 4 - Esquema de um reator BAS



Fonte: Adaptado de Nicolella et al. (2000a) citado por Gebara (2006).

Os reatores possuem duas regiões conectadas onde o meio, em uma região, circula em fluxo ascendente constituindo o tubo de subida (*riser*) e na outra região em fluxo do topo para a base constituindo o tubo de descida (*downcomer*). O ar é injetado na base desses reatores e move-se em fluxo ascendente no tubo de subida. Dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem a presença de bolhas, parcialmente preenchido ou completamente, podendo ainda ocorrer uma recirculação das bolhas do tubo de descida para o de subida (GEBARA, 2006).

A diferença entre o gás retido nos dois tubos cria uma diferença de massa específica, sendo esta responsável pela circulação da fase líquida. Dependendo da velocidade da fase líquida, as partículas sólidas irão começar a circular com o líquido. A interação entre as três fases (sólida, líquida e gasosa) resulta em um sistema que se comporta como um misturador ideal. Para se obter uma alta eficiência no tratamento com uma baixa produção de lodo e uma

nitrificação total é necessária uma alta idade do lodo. Isto é obtido com maior eficiência pela imobilização da biomassa nos biofilmes contidos nas superfícies do reator (PASIC et al., 1984), utilizando-se partículas em suspensão, fazendo desta forma que se aumente consideravelmente a área superficial.

O desenvolvimento do biofilme pode ser descrito como um processo de três fases. Sendo a primeira, a adaptação das células (micro-organismos), na segunda ocorre a formação de micro-colônias e por último na terceira fase, ocorre a formação do biofilme (HEIJNEN et al., 1992). Ainda, segundo Heijnen, a adaptação dos micro-organismos é um procedimento bastante conhecido, ao contrário da turbulência no sistema com elevado atrito entre as partículas. Da mesma maneira, a formação de biofilme tem sido bastante examinada.

Ainda no mesmo artigo Heijnen diz sobre as diferenças entre a formação de biofilme em reatores de suspensão com *air-lift* e os sistemas convencionais de biofilmes: 1) área superficial específica relativamente elevada, 2) condição de fluxo turbulento, 3) geometria esférica do biofilme, e 4) mudança da área superficial do biofilme durante o seu crescimento. O Quadro 01, a seguir, fornece algumas diferenças entre os sistemas mencionados.

Quadro 1- Diferenças entre processo de tratamento convencional de esgoto, e o processo de reator BAS.

Parâmetros	Lodo Floculado	Biofilme em Partículas Suspensas
Velocidade de sedimentação do lodo	1 m/h	50 m/h
Partículas inertes Acumulação no lodo sem acumulação	5 g/L	40 g/L
Sólidos suspensos voláteis Velocidade superficial no decantador	< 1m/h	10-30 m/h
Geometria do reator	volumoso e amplo	compacto e alto
Altura/Diâmetro	<< 1	> 1
Área requerida	grande	pequena

Fonte: Heijnen et al. citado por Gebara (2006).

Desta forma vê-se que o fenômeno da formação de biofilme em pequenas partículas em suspensão num reator com circulação provocada por injeção de ar tem grande importância na performance do processo, principalmente na separação do biofilme devido ao atrito, que com certeza pode ter um efeito dominante neste processo (HEIJNEN et al., 1993).

3.7 PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE REATORES ANAERÓBIOS POR REATORES DE LEITO FLUIDIZADO

Heijnen et al. (1991, 1992) apresentaram resultados de experimentos conduzidos em um reator BAS de bancada, com 2 litros, relação altura por diâmetro (H/D) = 20 e razão entre áreas interna e externa dos tubos igual a 0,8. Os experimentos foram realizados com vistas a determinar a influência das características das partículas e do tempo de detenção hidráulico sobre a dinâmica do crescimento do biofilme.

A influência das características das partículas foi estudada sob as condições seguintes: velocidade superficial do gás 3,8 cm/s, 35°C, concentração do meio 125 g/L, tempo de detenção hidráulico de 1 e 2 horas. O substrato utilizado foi o efluente de um reator anaeróbio, com concentrações de amônia variando entre 100 e 200 mg-N/L, DQO entre 150 e 200 mg/L.

A influência do tempo de detenção hidráulico foi estudada sob as seguintes condições: velocidade superficial de 7,5 cm/s, 30°C, concentração de partículas 175 g/L e tempo de detenção hidráulico variando de 0,5h a 4,0h. Utilizou-se como substrato esgoto artificial contendo nutrientes e acetato. As diferentes fases da formação do biofilme foram determinadas por observação microscópica.

Em trabalho subsequente, Heijnen et al. (1993) analisaram os aspectos envolvidos no *scale-up* dos reatores, discutindo considerações de projeto envolvidas no *scale-up* dos fenômenos de transferência e do desempenho da remoção biológica, com dados de um reator piloto de 0,35 m³ e um reator de 300 m³. O reator piloto empregado possuía altura 11m e diâmetro 0,2m, enquanto que o reator em escala natural tem altura 19 m e diâmetro 4,5m.

Quanto à operação de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação por jatos de ar no Brasil, pode ser citado o trabalho de Furtado et al. (1998), em que apresentaram resultados da operação de um reator aeróbio de leito fluidizado em tubos concêntricos. O reator utilizado tinha volume de 5 litros, e foi alimentado com efluente secundário da estação de tratamento de esgotos da refinaria de petróleo de Duque de Caxias, RJ.

O reator utilizou carvão vegetal com partículas de 2 mm de diâmetro como meio suporte em quantidade equivalente a 4% do volume total. Mantendo constantes as cargas de nitrogênio amoniacal de 25 mg/L o reator foi operado em 3 experimentos de 15 dias com TDHs de 6 h, 8 h e 10 h. Outras cargas poluidoras somavam uma demanda química de oxigênio de cerca de 70 mg/L (matéria carbonácea). As velocidades superficiais de ar

utilizadas foram de 0,66 cm/s, 0,50 cm/s e 0,40 cm/s para os 3 tempos de detenção, respectivamente.

Os resultados demonstraram que os TDHs de 8 e 10 horas foram capazes de reduzir as concentrações de nitrogênio amoniacal para menos que os limites legais permitidos, de 5 mg/L. Ocorreu ainda uma pequena diminuição da DBO, associada pelos autores ao crescimento preferencial da população microbiana nitrificante, em detrimento das heterotróficas.

Zim (2006) avaliou a eficiência de reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso na remoção de matéria orgânica de um efluente sintético, com característica de esgoto. O experimento feito em escala de laboratório, realizado em três reatores cilíndricos, com altura total de 2,00 m, diâmetro interno de 0,10 m e volume útil de 15,70 L. O material suporte para o biofilme foram partículas de propileno, preenchendo 40% do volume total. Os resultados obtidos demonstraram elevada eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO, com média superior a 93% na etapa de carga intermediária (1,70 Kg DQO/m³.dia).

Outro trabalho interessante por levar a uma proposta para evolução do projeto dos reatores aeróbios de leito fluidizado em tubos concêntricos foi apresentado por Van Benthum et al. (1999, 2000). Os autores propuseram incluir uma extensão, na forma de uma terceira câmara externa, ao reator de tubos concêntricos, para permitir a nitrificação e desnitrificação do efluente. O reator passa a ter, com esta proposta, 3 tubos concêntricos, sendo a recirculação pela terceira câmara restringida por meio orifícios e controle da expansão, de forma que a terceira câmara fique livre de bolhas e proporcione as condições necessárias aos micro-organismos nitrificantes.

3.8 MATERIAL NITROGENADO

O material nitrogenado presente nas águas residuárias pode ser encontrado sob várias formas. Segundo Van Haandel e Marais (1999), esse material no esgoto sanitário apresenta-se, predominantemente, na forma de nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, e ocasionalmente são observados traços de nitrito (N-NO₂⁻) e nitrato (N-NO₃⁻).

No esgoto sanitário, a parcela orgânica do nitrogênio é proveniente das proteínas, aminoácidos e ureia, e a do nitrogênio amoniacal é oriunda da decomposição das proteínas e hidrólise da ureia (SEDLAK, 1991). Essa última forma de nitrogênio é composta ainda pela

amônia (NH_3) e íon-amônio (NH_4^+), cuja proporção de cada composto dependerá do pH e temperatura da água residuária (HAMMER; HAMMER JR., 1996).

No Brasil, segundo levantamento bibliográfico realizado por Mendonça (2004) e tendo como base os dados de nitrogênio, a média dos valores do material nitrogenado é em torno de 65% amoniacal e 35% orgânico presente no esgoto sanitário.

A necessidade de produzir um efluente que atenda a legislação brasileira em termos de nitrogênio (Resolução CONAMA 430/2011) e diminuir ou até mesmo eliminar problemas atuais e potenciais como, o consumo do oxigênio no corpo receptor; toxicidade para os peixes e outros seres vivos do ambiente aquático; eutrofização e a possibilidade de causar doenças.

3.9 NITRIFICAÇÃO E DESNITRIFICAÇÃO EM SISTEMAS BIOLÓGICOS

Diante dos riscos que o nitrogênio em excesso pode representar, sua remoção em níveis satisfatórios torna-se providencial. Para tanto, métodos tradicionais de remoção incluem o pré-tratamento, stripping, cloração no breakpoint e troca iônica (METCALF; EDDY, 2003). Contudo, embora sejam eficientes, tais métodos apresentam custos elevados, requerem adição de produtos químicos e podem liberar compostos tóxicos no ambiente. Em vista disso, usualmente, opta-se pela utilização de processos biológicos em detrimento dos mecanismos físico-químicos citados.

A remoção biológica de nitrogênio nas águas residuárias se baseia na combinação de processos aeróbios e anóxicos, e incluem as etapas sequenciais de amonificação do nitrogênio orgânico, nitrificação do nitrogênio amoniacal e por fim, desnitrificação a partir da redução do nitrato (NO_3^-) com consequente liberação de nitrogênio gasoso para a atmosfera (N_2).

3.9.1 Amonificação

De acordo com von Sperling (2005), na amonificação ocorre a transformação dos compostos nitrogenados sob a forma orgânica em nitrogênio amoniacal por intermédio de catalisação enzimática. A amônia existe em solução, tanto na forma de íon amônio (NH_4^+), como na forma livre (NH_3). Essa distribuição obedece ao equilíbrio apresentado pela Equação 3 e se dá em função do pH do meio (Quadro 02).



Quadro 2 - Distribuição relativa da amônia de acordo com os valores de pH

Valor de pH	Discussão
pH = 7	Praticamente toda a amônia está na forma de NH_4
pH = 9,5	Aproximadamente 50% da amônia está na forma de NH_3 e 50% na forma de NH_4
pH > 11	Praticamente toda a amônia está na forma de NH_3

Fonte: von Sperling (2005).

3.9.2 Assimilação

O processo de assimilação consiste na incorporação de determinada fração de nitrogênio para a composição de novas células. Admitindo-se que a biomassa bacteriana possa ser representada pela fórmula empírica $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$, estima-se que para cada 1 g de células formadas, cerca de 0,12 g de N-NH_4^+ (14 g N/ 113 g $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$) é assimilado (METCALF; EDDY, 2003).

Embora uma parcela do nitrogênio amoniacal possa ser assimilada na síntese celular, sua importância na remoção de nitrogênio em águas residuárias é pequena. Logo, em processos biológicos com remoção de nitrogênio, os fenômenos da nitrificação e desnitrificação são considerados preponderantes.

3.9.3 Nitrificação

A remoção biológica do nitrogênio presente nas águas residuárias depende basicamente da forma química desse elemento no meio, de séries de reações de oxi-redução, dos micro-organismos autotróficos e heterotróficos envolvidos, e das condições físico-químicas (HERBERT, 1999). Segundo Sedlak (1991), a remoção biológica do nitrogênio presente em águas residuárias envolve três processos básicos: assimilação, nitrificação e desnitrificação.

A nitrificação autotrófica e desnitrificação heterotrófica são os processos mais aplicados para a remoção de nitrogênio em água e esgoto. A nitrificação é um processo biológico, portanto presume a ação de seres vivos, levada a cabo por bactérias especiais, mas

que ocorre naturalmente em sistemas onde existam condições aeróbias e a presença de nitrogênio amoniacal. Embora pareça bastante simples, este processo precisa ocorrer sob condições controladas, caso contrário os próprios produtos do metabolismo destas bactérias causarão aumento de toxidez no meio, o que é muito nocivo para as mesmas (GEBARA, 2006).

Van Haandel e Marais (1999) descrevem as etapas deste processo conforme a equação (2) e a equação (3). Pode-se observar que, para cada mol de N-NO_3^- (14 g) formado há produção de 2 mols de H^+ (acidez mineral), o que é equivalente ao consumo de 100 g de CaCO_3 , ou seja, ocorre a redução da alcalinidade. Também é possível observar as altas demandas de oxigênio requeridas para oxidação de nitrogênio amoniacal.



Os estágios envolvidos na nitrificação ocorrem devido à ação de gêneros distintos de bactérias, os quais utilizam amônia ou nitrito como fonte de energia e dióxido de carbono como fonte inorgânica de carbono, enquanto o oxigênio molecular é o receptor final de elétrons. Na nitritação (equação 2), conversão de nitrogênio amoniacal a nitrito, o gênero mais comumente envolvido é *Nitrosomonas*, sendo que, segundo Ahn (2006) *Nitrosococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* também são capazes de oxidar amônia a nitrito. Na nitratação (equação 3), conversão de nitrito a nitrato, há destaque para o gênero *Nitrobacter*, sendo conhecidos também *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis* (SCHMIDT et al., 2003; METCALF; EDDY, 2003).

O rendimento energético destas reações de oxidação são baixos, logo o rendimento celular também é baixo, o que ocasiona o crescimento lento dos organismos nitrificantes. Dessa forma, para que a nitrificação ocorra de maneira eficiente é necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente longo para permitir o crescimento dos micro-organismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator (METCALF; EDDY, 2003).

3.9.3.1 Fatores limitantes para a nitrificação

Segundo Van Haandel et al. (2009), os fatores mais relevantes no processo de nitrificação são: temperatura, presença de oxigênio dissolvido, pH, nutrientes, tempo de retenção celular e relação C/N.

Segundo Gebara (2006), o processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4° a 45° C, sendo a temperatura ótima para *Nitrossomonas* igual a 35°C, e de 35° a 42°C como ótima para as *Nitrobacter*. Este processo é fortemente dependente da temperatura. A taxa de nitrificação decresce acima de 30° - 35°C. Esta faixa de temperatura é limitada pelo resultado de dois processos interativos: o aumento antecipado da taxa de reação com a temperatura e a desnaturação de proteínas acima da temperatura crítica.

As bactérias nitrificantes são estritamente aeróbias, isto é, só crescem na presença de Oxigênio Dissolvido (OD). Por isso, a velocidade de nitrificação depende do OD. Baixos níveis de OD afetam a velocidade de nitrificação, sendo recomendado um nível de OD superior ou igual a 2,0 mg O₂/L para que a velocidade de nitrificação seja máxima (ECKENFELDER, 1989; WORLD ECONOMIC FORUM- WEF; AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS- ASCE; ENVIRONMENTAL & WATER RESOURCES INSTITUTE- EWRI, 2005).

Assim para fins de projeto, é suficiente levar em consideração que a taxa de nitrificação pode cair significativamente se o pH é reduzido abaixo da zona neutra, e que para uma ótima performance o melhor é manter o pH na faixa de 6,5 a 8,0. A aclimação das nitrificadoras atenua os efeitos do pH, dentro da zona especificada (GEBARA, 2006).

Segundo Colliver e Stephenson (2000), a maioria das bactérias nitrificantes tem seu crescimento favorável sob: temperatura de 25 a 30°C, pH de 7,5 a 8,0, concentrações de amônia e nitrito, respectivamente, entre 2 a 10 mM e 2 a 30 mM e concentração de oxigênio de 3 a 4 mgO₂/L. Nessas condições o tempo de geração é de cerca de 8h para *Nitrossomonas* e 10h para *Nitrobacter*.

Os organismos nitrificadores são suscetíveis a uma imensa série de inibidores orgânicos e inorgânicos. Como regra geral de aclimação, as nitrificadoras podem adaptar-se a muitos inibidores, desde que estes estejam constantemente presentes no reator biológico. A inibição da nitrificação pode ocorrer através da interferência com o metabolismo celular ou com as reações oxidativas. Entretanto deve-se tomar cuidado ao interpretar as concentrações de compostos inibitórios de literaturas, pois a aclimação pode ocorrer e remover efetivamente o efeito inibitório (FERREIRA, 2002).

3.9.4 Desnitrificação

Para alcançar a total remoção do nitrogênio em sistemas de tratamento, tendo em vista que na nitrificação o nitrogênio amoniacal não é removido, mas sim convertido a formas oxidadas, utiliza-se a desnitrificação para atingir esse resultado.

De acordo com Schmidt et al. (2003), a desnitrificação biológica pode ser descrita como uma classe de respiração anóxica onde os elétrons provenientes, por exemplo, da matéria orgânica, de compostos reduzidos de enxofre ou do hidrogênio molecular, são transferidos para os compostos de nitrogênio oxidados (nitrito e principalmente nitrato) em vez do oxigênio, transformando-os em compostos reduzidos como N_2O ou N_2 , os quais são liberados do meio líquido.

As reações de redução de nitrato envolvem as seguintes etapas: redução de nitrato a nitrito, a óxido nítrico, a óxido nitroso e finalmente a nitrogênio gasoso, conforme representado a seguir na Equação (4) (METCALF; EDDY, 2003):



Os três últimos produtos são liberados na forma gasosa, mas apenas a redução a N_2 é capaz de evitar danos ambientais como a destruição da camada de ozônio e intensificação do efeito estufa.

Este processo é realizado por uma grande variedade de micro-organismos heterotróficos, os quais obtêm energia a partir de uma fonte de carbono orgânico. Estes micro-organismos são muito comuns, pois são facultativos, isto é, podem utilizar outras fontes de oxigênio além do molecular (O_2), nomeadamente, o Nitrato e o Nitrito (WEF; ASCE; EWRI, 2005; UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY- USEPA, 2009).

Caso exista oxigênio molecular disponível no meio, ele competirá com o nitrato na função de receptor de elétrons, sendo que as bactérias desnitrificantes facultativas poderão utilizá-lo preferencialmente (METCALF; EDDY, 2003). Em geral, observa-se que uma concentração de oxigênio dissolvido (OD) acima de 0,2 e 0,5 mg/L reduz significativamente a taxa de desnitrificação convencional (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). E segundo Henze et al. (1997), enquanto a nitrificação consome alcalinidade, a desnitrificação produz alcalinidade na proporção de 1 grama de carbonato de cálcio por mol de N liberado.

Na desnitrificação existem cinco compostos nitrogenados principais (Equação 3). O nitrato é o substrato inicial e o nitrogênio molecular o produto final. No caso da desnitrificação ser incompleta, pode liberar compostos intermediários como o NO e o N₂O, o que acontece geralmente se a concentração de nitrato for muito elevada e a concentração de substratos orgânicos relativamente baixa (WIESMANN et al., 2007).

De acordo com Surampalli et al. (1997) e Van Haandel et al. (2009), os fatores mais relevantes no processo de desnitrificação são: presença de nitrato e ausência ou baixa concentração de oxigênio dissolvido, temperatura, pH e relação C/N. Algumas condições favoráveis estão apresentadas no Quadro 03:

Quadro 3- Principais fatores que interferem na desnitrificação

Fatores			Referências
pH	OD mg/L	Temperatura C°	
7,0 < pH < 7,5	< 0,2	7 a 40	Van Haandel e Marais (1999)
6,5 < pH < 8,0		10 a 30	Surampalli et al. (1997)
7,0 < pH < 9,0	Ausência	35	Henze et al. (1997)

Fonte: Fontana (2012).

Uma grande variedade de micro-organismos está apta a realizar a desnitrificação, os quais estão aparelhados metabolicamente a utilizar diferentes fontes de energia, tais como compostos orgânicos (para bactérias organotróficas), compostos inorgânicos (para as litotróficas) e a luz (para as fototróficas), sendo os compostos orgânicos a fonte mais usual (ABREU, 1994). Logo, a baixa disponibilidade de elétrons na forma de compostos orgânicos torna-se um importante fator limitante, de forma que, no tratamento terciário, no qual se tem esgoto sanitário tratado, com pouca disponibilidade de matéria orgânica, o processo de desnitrificação ocorre com sucesso somente quando suplementado com fontes externas de carbono.

3.9.4.1 Fontes de carbono usualmente utilizadas no processo de desnitrificação

A necessidade da introdução de uma fonte de carbono no sistema, durante a etapa de desnitrificação, principalmente no tratamento terciário de efluentes, se dá devido ao fato de a remoção de nitrogênio ser realizada por, na maioria das vezes, por micro-organismos heterotróficos e em unidade na qual a maior parte da matéria orgânica já foi oxidada.

As alternativas de suplementação de águas residuárias que carecem de elétrons para a desnitrificação são muitas. Tais fontes podem ser tidas como externa, dentre as mais usadas na prática destacam-se o metanol, o etanol, a acetona e o ácido acético; e interna onde a mesma é adquirida dentro do próprio fluxograma de processo, por exemplo, o afluente ou então a própria massa bacteriana, por meio da respiração endógena (VAN HAANDEL et al., 2009).

Estudos realizados por Her e Huang (1995) sugerem que a estrutura química e o peso molecular das fontes de carbono repercutem na relação C/N e, conseqüentemente, na eficiência da desnitrificação. A literatura apresenta as mais diversas fontes exógenas de carbono, das quais, algumas, se encontram apresentadas no Quadro 04.

Quadro 4- Relação C/N ou DQO/N encontrados na literatura conforme a fonte de carbono utilizada na desnitrificação

REFERÊNCIA	RELAÇÃO	VALOR	FONTE DE CARBONO
Isaacs e Henze (1995)	DQO/N	4,2	Glicose
Isaacs e Henze (1995)	DQO/N	7,0	Acetato
Her e Huang (1995)	C/N	0,9	Metanol
Her e Huang (1995)	C/N	1,9	Acetato
Her e Huang (1995)	C/N	2,0	Glicose
Her e Huang (1995)	C/N	3,0 a 3,6	Ácido benzóico
Choi et al. (1996)	DQO/N	2,2	Efluente de trat.de resíduo suíno
Choi et al. (1996)	DQO/N	9,0	Efluente acidificado
Bandipi e Elliot (1998)	C/N	1,1	Metanol
Bandipi e Elliot (1998)	C/N	1,25	Etanol
Bandipi e Elliot (1998)	C/N	1,7	Acetato

Fonte: Fontana (2012).

É importante que a fonte de Carbono adicionada seja facilmente degradável por via biológica, livre de compostos nitrogenados, estável, fácil de armazenar e relativamente barata (WEF; ASCE; EWRI, 2005). Além disso, também devem ser consideradas as taxas de desnitrificação e de produção de lodo que essas fontes de carbono promovem (GINIGE et al., 2009).

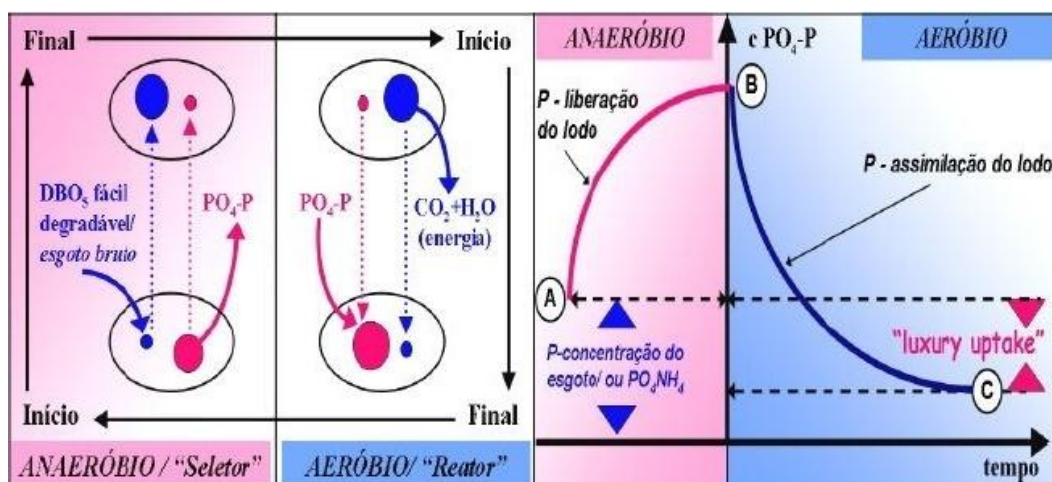
3.10 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO

As principais formas de fósforo nos esgotos são: fósforo inorgânico, representado por ortofosfato e polifosfato, e fósforo orgânico. O fósforo orgânico é proveniente das excreções humanas, de animais e restos de alimentos. Por outro lado os na forma de ortofosfatos e polifosfato são provenientes dos detergentes.

No Brasil, a concentração de fósforo nos esgotos domésticos é considerada baixa quando comparada com outros países. Em países ricos, a proporção P/DQO situa-se normalmente entre 0,02 e 0,03 mgP/mgDQO. No Brasil, geralmente se encontra em proporções na faixa de 0,01 a 0,02 mgP/mgDQO, ou seja, 5 a 10 mg/L em esgoto com concentração de DQO de 500 mg/L (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

A remoção biológica de fósforo se refere à retirada desse elemento por meio de micro-organismos aeróbios especializados denominados de Organismos Acumuladores de Fósforo (OAPs). A bactéria mais frequentemente citada como uma importante OAP tem sido *Acinetobacter*. Um esquema do princípio dessa remoção é apresentado na Figura 05. O processo se dá em duas etapas principais: anaeróbia e aeróbia.

Figura 5- Princípio da remoção biológica de fosfato



Fonte: Costa (2005).

- Etapa anaeróbia: na ausência de oxigênio e nitrato, e na presença de um substrato facilmente biodegradável, algumas bactérias facultativas utilizam o fosfato armazenado no seu metabolismo para adquirir a energia necessária para a degradação do substrato disponível (MARCHETTO et al., 2003; SURAMPALLI et al., 1997). A utilização do fosfato é feita por meio da quebra das ligações de adenosina-trifosfato ATP, para então ocorrer a absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, como acetato), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de DBO₅ ou DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato absorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado em condições aeróbias.

- Etapa aeróbia: em condições aeróbias, as bactérias começam a oxidar o carbono armazenado, o qual está muitas vezes na forma de poli-hidroxi-butirato (PHB) e polihidroxi-alcanoatos (PHA). Simultaneamente, as mesmas bactérias reconstroem o ATP, removendo então o fósforo solúvel do esgoto. O fator mais importante na fase aeróbia é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberaram na fase anaeróbia, ou seja, utilizam todo o fosfato liberado mais um adicional que está presente no esgoto bruto. Essa capacidade das bactérias de adquirirem mais fosfato do que liberam constitui o *luxury uptake*, (MARCHETTO et al., 2003; SURAMPALLI et al., 1997).

Pesquisas (COMEAU et al., 1986; SATOH et al., 1994) relatam a existência de dois grupos de bactérias heterótrofas que podem predominar nos lodos dos sistemas anaeróbio/aeróbio. O primeiro é o grupo dos organismos acumuladores de polifosfatos (OAP), os quais em condições anaeróbias são capazes de degradar os ácidos graxos voláteis (acetato) e convertê-los em PHA intracelular através de hidrólise dos polifosfatos e glicogênio acumulados. O segundo grupo é denominado de organismos acumuladores de glicogênio (OAG). Durante o consumo e armazenamento anaeróbio de acetato, os OAG degradam apenas glicogênio celular para fornecer ATP e energia, necessários para converter acetato a PHA, mas eles não degradam os polifosfatos para síntese de PHA. Os organismos OAG consomem mais glicogênio na produção de PHA que os OAP.

Segundo Jeon et al. (2001), o sucesso da remoção biológica do fósforo depende da competição entre os organismos OAP e OAG, alguns fatores operacionais estão relacionados dentro das possíveis causas da dominância dos OAG (mal funcionamento da biodesfosfatação), tais como elevada idade do lodo; razão entre os tempos de anaerobiose/aerobiose; adição de glicose como um co-substrato; baixa razão P/C no esgoto

bruto; e excessiva aeração. No entanto, em muitos casos, não há indicação clara de que a dominância dos OAG resulte em deterioração do processo.

De acordo com Henze (1997), o processo de biodesfosfatação é o mais complexo dos processos biológicos e necessita controle severo na parte operacional. Além da disponibilidade de uma fonte carbono facilmente degradável, o nitrato é o principal problema. Caso haja nitrato no esgoto afluente, na etapa anaeróbia, haverá redução de eficiência do processo. Dessa forma, a nitrificação deve ser evitada ou acompanhada de uma eficiente desnitrificação.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 LOCAL DE INSTALAÇÃO

A instalação experimental utilizada na pesquisa foi montada junto a uma das estações elevatórias de esgoto (EEE), localizada no setor sul da cidade de Ilha Solteira – SP. No local o RUC construído e instalado por Sato (2013) foi fixado em uma estrutura de metal a qual se encontra em uma torre construída em madeira com dimensões de 3,5 metros por 3,5 metros, dotada de andares regularmente espaçados em 3 metros e escada de acesso, podendo ser visualizado na Figura 06.

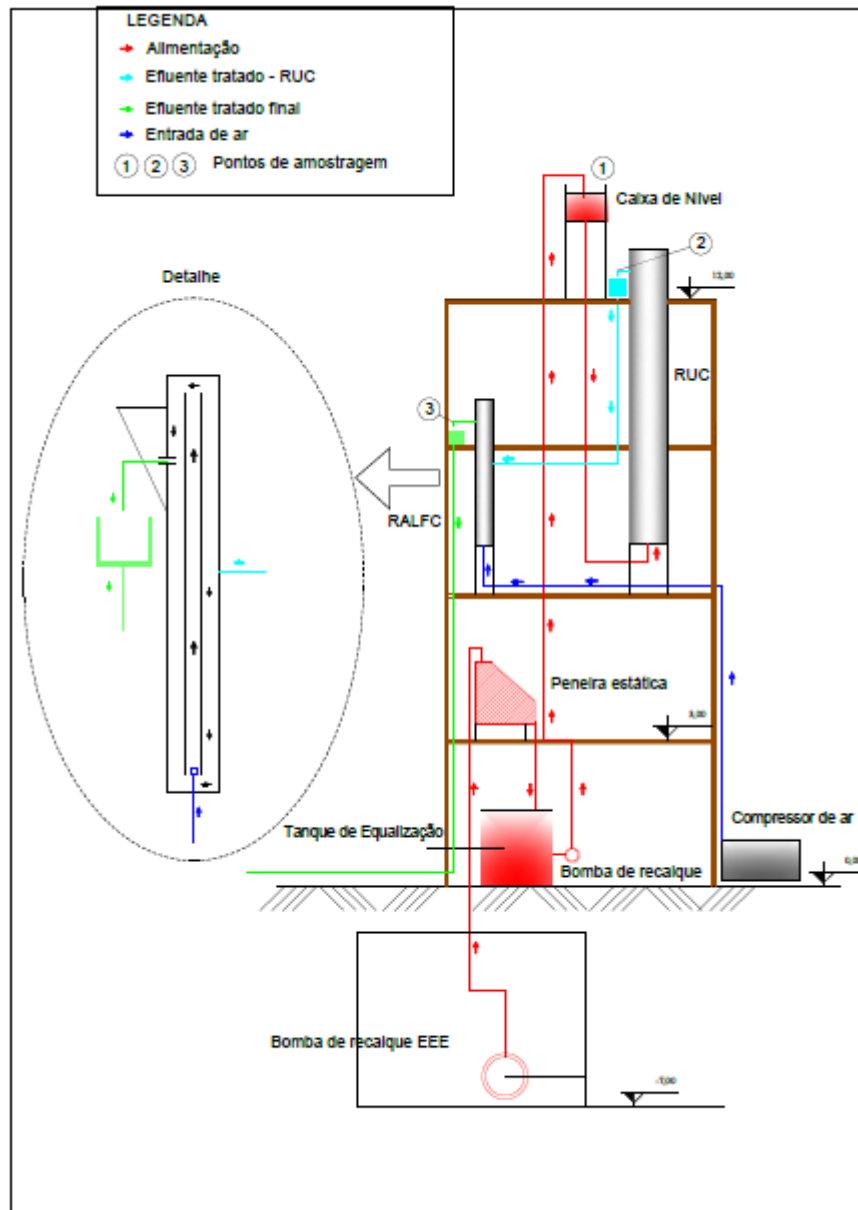
Figura 6- Estrutura de instalação e estrutura para a fixação do RALFC



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 07 mostra o esquema geral do projeto, com linhas de alimentação de esgoto e alimentação de ar para o reator aeróbio, o esquema também evidencia os pontos de amostragem, denominados pontos 1, 2 e 3. Os componentes citados na figura serão explicados com mais detalhes ao longo dos materiais e métodos

Figura 7- Esquema geral do experimento



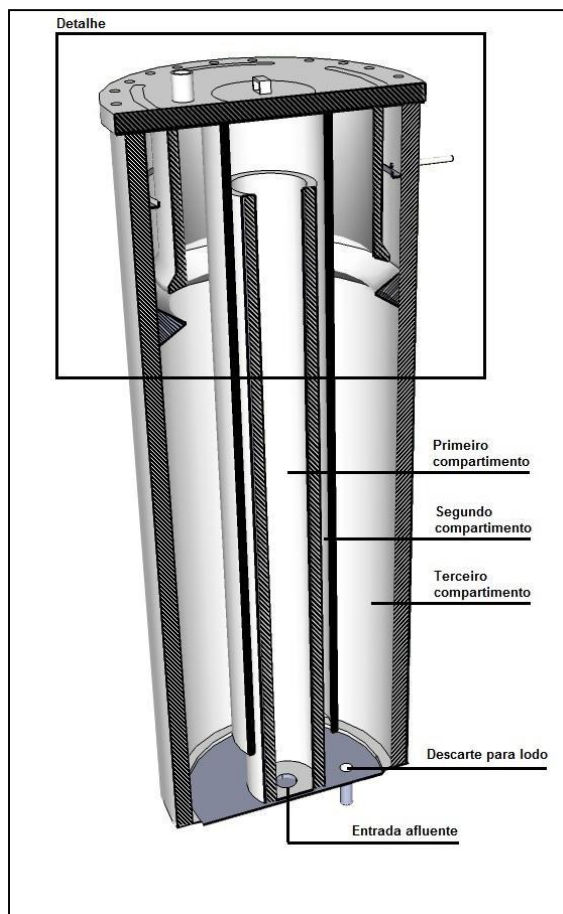
Fonte: Elaboração do próprio autor

4.2 DESCRIÇÃO DO REATOR UASB COMPARTIMENTADO

O RUC foi construído com 04 tubos de PVC rígido de diversos diâmetros, dispostos de forma concêntrica, com uma altura de 5,1 metros. O diâmetro do tubo externo do reator é de 0,50 m e no seu interior tem 03 tubos concêntricos com diâmetros de 0,20 m, 0,25 m e 0,40 m (Figura 08), o de menor diâmetro (0,20 m e Volume de 0,156 m³), denominado de 1º compartimento, receberá o esgoto bruto e servirá de zona de hidrólise e degradação acidogênica; enquanto no tubo externo a este (0,25 m e Volume de 0,078 m³), denominado de

2º compartimento, servirá para encaminhar o esgoto acidificado, no sentido descendente, até o 3º compartimento, com diâmetro de 0,50 m, no qual se encontra a zona de degradação metanogênica (Volume de 0,701 m³), com direcionamento do fluxo ascendente.

Figura 8- Representação esquemática do RUC

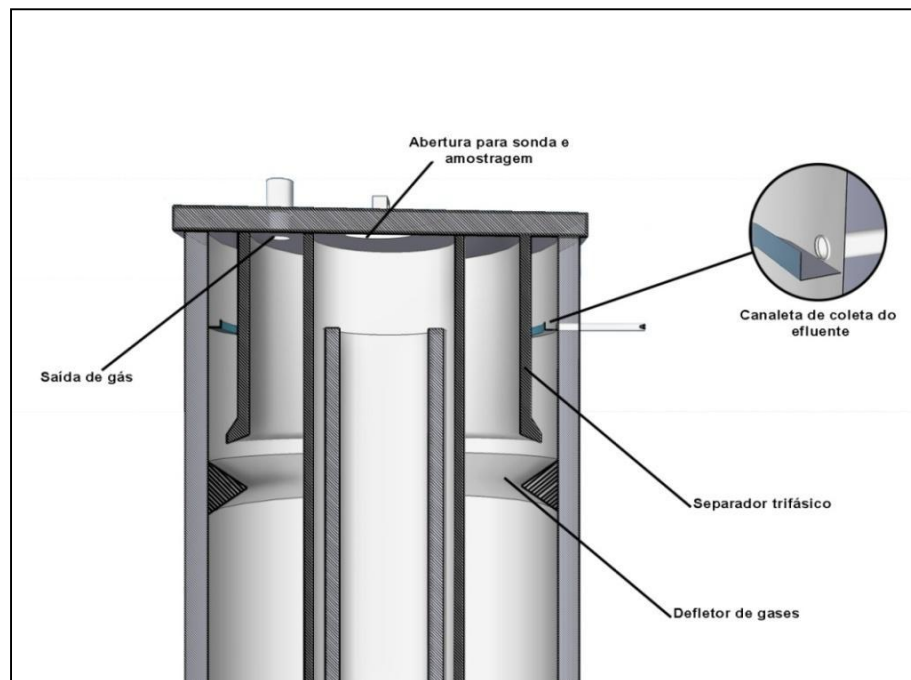


Fonte: Sato (2013).

No 3º compartimento ocorre a formação do leito e da manta de lodo, no qual os grânulos formados são arrastados pela ação combinada do fluxo do líquido e do desprendimento dos gases formados, aglutinam-se e sedimentam por gravidade para formar a zona de ação metanogênica.

Na parte superior deste compartimento foi colocado um separador trifásico, o qual pode ser visto na Figura 09, igualmente com tubo de PVC de 0,40 m de diâmetro com alargamento da borda inferior para permitir a captura dos gases desprendidos na zona de degradação. O efluente tratado será recolhido por meio de um coletor em forma de anel, preso na parte interna do tubo de 0,50 m com função de vertedouro radial e encaminhado ao tubo de descarga de 0,025 m (25 mm) de diâmetro.

Figura 9- Detalhe da Figura 07 mostrando a parte superior do RUC



Fonte: Sato (2013).

Para a determinação dos volumes dos compartimentos foi considerada a cinética de crescimento das bactérias anaeróbias, no qual a população bacteriana acidogênica possui um coeficiente de produção de biomassa cinco vezes maior quando comparada a população metanogênica, ou seja, 0,15 kgSSV/kgDQO e 0,03 kgSSV/kgDQO, respectivamente; enquanto que o valor apresentado da taxa de crescimento específico máxima é de 2,0/d para as bactérias acidogênicas e 0,4/d para as metanogênicas (CHERNICHARO, 1997). Assim, o 1º compartimento foi dimensionado com 1/5 do volume da soma dos volumes do 2º e 3º compartimentos (0,156 m³ e 0,779 m³, respectivamente).

A Tabela 1 apresenta os principais parâmetros de dimensionamento do reator e seus compartimentos, que teve como base a vazão em estado estacionário, utilizando como início de cálculo o volume total do reator e o tempo de detenção hidráulica, definido em 12 horas, bem como a velocidade constante estimada para o projeto de 1 m/h, a fim de não ocorrer o arraste e instabilidade da biomassa (SATO, 2013).

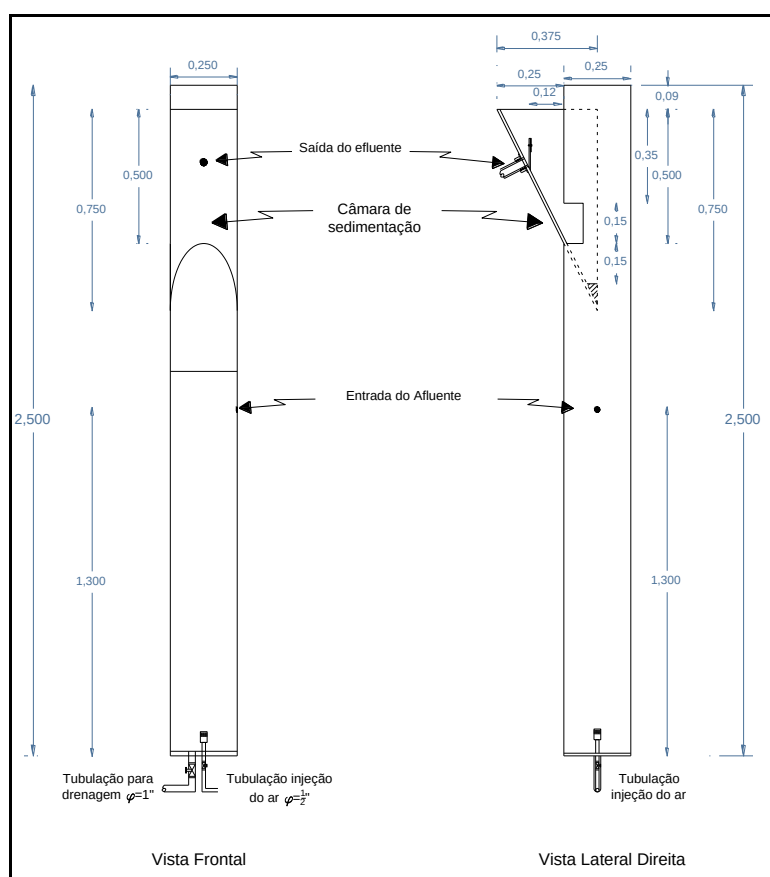
Tabela 1- Parâmetros de projeto do reator em condições operacionais

Crítérios/Parâmetros	Reator	1º Compart.	2º Compart.	3º Compart.
Vazão (m³/h)	0,078	0,078	0,078	0,078
Tempo de Detenção Hidráulica (h)	12	1,92	1,08	9,17
Carga Hidráulica Volum. (m³.m⁻³/d)	1,97	12,48	22,02	2,62
Volume útil (m³)	0,95	0,150	0,085	0,715
Área útil (m²)	0,19	0,030	0,017	0,140
Velocidade superficial do fluxo (m/h)	-	2,6	4,6	0,52

Fonte: Sato (2013).

4.3 DESCRIÇÃO DO REATOR AERÓBIO DE LEITO FLUIDIZADO COM CIRCULAÇÃO (RALFC)

Ao RUC descrito será associado um RALFC apresentado conforme o esquema detalhado na Figura 10.

Figura 10- Detalhamento do RALFC a ser utilizado na investigação experimental

Fonte: Maigual Enriquez (2011).

do biofilme será a areia, por possuir uma alta superfície específica, para contato e aderência das bactérias como o efluente.

Figura 12- Unidade de sedimentação



Fonte: Elaboração do próprio autor

O RALFC foi aerado por meio de ar comprimido, proveniente de um compressor da marca SCHULZ, com capacidade de 350 litros, potência de 7,5 hp e vazão máxima de 28 L/min. E esse deslocamento volumétrico é suficiente para atender as variações de taxa de aeração pretendida na pesquisa, a qual é regulada por um rotâmetro, com capacidade de medição de até 1000 L/h, instalado no local de experimento. O ar comprimido entra pela parte inferior do reator e é difundido por uma peça construída em PVC. A peça de PVC para a distribuição de ar e o rotâmetro, podem ser vistos na Figura 13.

Figura 13- Fundo do RALFC com difusor de ar e rotômetro com capacidade de 1000 L/h



Fonte: Elaboração do próprio autor

Na Figura 14 é possível visualizar dois reatores idênticos instalados no local, em razão de alguns imprevistos que ocorreram ao longo da pesquisa apenas um foi operado. Assim em algumas imagens que mostram dois reatores idênticos lado a lado é importante esclarecer que apenas o reator da direita foi utilizado.

Figura 14- RALFC instalado no local de pesquisa



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 15 detalha a parte inferior do reator utilizado, assim evidenciando a entrada da tubulação de ar e a tubulação para descarte do lodo.

Figura 15- Detalhe da parte inferior do RALFC, mostrando os locais de entrada de ar e descarte de lodo



Fonte: Elaboração do próprio autor

4.4 DESCRIÇÃO DO MECANISMO DE ABASTECIMENTO DOS REATORES

O abastecimento do Reator UASB Compartimentado foi feito com o esgoto sanitário retirado do poço de sucção da estação elevatória de esgotos de Ilha Solteira/SP. O esgoto é encaminhado para o projeto por um desvio feito na tubulação de recalque da estação elevatória. De modo que, quando o bombeamento no local é interrompido, a própria pressão exercida pela rede de distribuição, a qual está em maior altitude que o local do experimento, faz o esgoto ser encaminhado para uma peneira estática, instalada no primeiro andar da estrutura experimental. A peneira tem abertura de 0,5 mm e é utilizada para retenção de sólidos grosseiros, esta pode ser visualizada na Figura 16.

Figura 16- Peneira estática com abertura de 0,5 mm



Fonte: Elaboração do próprio autor

O efluente da peneira é encaminhado por gravidade para o tanque de equalização, o qual se localiza no térreo da estrutura experimental. Na Figura 17 pode ser observado o tanque de equalização, o qual é um reservatório de amianto com capacidade para 250 litros, utilizado para homogeneizar o esgoto afluyente do RUC.

Figura 17- Tanque de equalização



Fonte: Elaboração do próprio autor

Após o tanque equalizador, o esgoto é encaminhado para uma caixa de nível localizada no quarto andar da estrutura experimental, a uma altura de 12,65 metros. A adução é feita por uma bomba centrífuga, com potência de 0,75 hp. A caixa de nível e a bomba centrífuga podem ser visualizadas na Figura 18. A caixa de nível foi utilizada para regular a vazão de entrada no reator anaeróbio, por um orifício em seu vertedor, assim o esgoto era encaminhado para o interior do RUC. Na saída da caixa de nível o esgoto era coletado para análise, este local foi denominado Ponto 1 em termos de apresentação dos resultados.

Figura 18- Bomba de adução centrífuga e caixa de nível constante denominado Ponto 1



Fonte: Elaboração do próprio autor

O esgoto tratado pelo RUC também passou por uma caixa de nível, a qual era utilizada para regular a vazão do reator aeróbio. Esse local foi denominado Ponto 2 para as análises. Após passar por essa caixa de nível o esgoto foi encaminhado para o RALFC. A Figura 19 mostra o local denominado Ponto 2.

Figura 19- Parte superior do RUC, local onde foi coletado o efluente denominado Ponto 2



Fonte: Elaboração do próprio autor

Após ser tratado e efluente do RALFC era coletado no denominado Ponto 3, visto na Figura 20, ou encaminhado novamente para o poço de sucção da estação elevatória.

Figura 20- Vista superior do RALFC, local onde foi coletado o efluente denominado Ponto 3



Fonte: Elaboração do próprio autor

4.5 DESCRIÇÃO DA OPERAÇÃO

Os reatores foram operados de 06 de maio até 29 de outubro de 2014, por aproximadamente 6 meses. Inicialmente foi realizada a partida do reator aeróbio e a repartida do reator anaeróbio. Após a partida, de acordo com os parâmetros de operação, o trabalho foi dividido em quatro fases chamadas Fase 1A, 1B, 2A e 2B.

4.5.1 Partida do RALFC e repartida do RUC

Para dar início, o RALFC foi preenchido completamente com água, seu sistema de aeração foi ligado a uma vazão de 2000 L/h e foi adicionado o meio suporte na concentração de 100 g/L. Foi adicionado um volume total de 50 litros do efluente da ETE de Ilha Solteira, visto na Figura 21, como inóculo durante 2 dias, ou seja, 30 um dia e 20 litros no outro. O efluente da ETE foi escolhido como inóculo por conter uma grande quantidade de micro-organismos aeróbios, facilitando assim o aumento da população desses, de maneira rápida.

Figura 21- Efluente da ETE de Ilha Solteira inoculado no RALFC



Fonte: Elaboração do próprio autor

A vazão de efluente foi incrementalmente aumentada durante uma semana, a qual corresponde ao período de inoculação, ao final foi fixada em 60 L/h. A vazão de ar teve oscilações para que fosse possível manter o meio fluidizado, ao final fixou-se um valor de

1000 L/h. Nesta primeira semana de partida foi observado uma grande produção de espuma devido à presença de algas unicelulares.

Foi necessário fazer a repartida do RUC, pois o reator estava um longo tempo sem operar. Para isso a vazão foi incrementalmente aumentada durante 1 mês até chegar na vazão de 160 L/h.

Essa fase teve duração de aproximadamente um mês e nesse período foram avaliados os parâmetros de DQO, pH, Temperatura e Alcalinidade.

4.5.2 Fase 1A

A Fase 1A ocorreu de 24 de maio até 01 de julho. Nessa fase a vazão de entrada no RALFC tentou ser mantida em 60 L/h, mas em média o valor foi de 65 L/h o desvio padrão foi de 12 L/h visto a dificuldade em manter a vazão constante. Assim o tempo de detenção hidráulica médio foi de 1,7 horas. A vazão de ar foi fixada em 800 L/h e assim permaneceu durante essa fase do tratamento.

Para o RUC a vazão de entrada foi estabelecida em 160 L/h, mas em função da dificuldade em manter essa vazão constante, o valor médio foi de 144 L/h, o qual gera um TDH de 6 horas. A carga orgânica volumétrica (COV) foi de 2,17 kgDQO/m³.d durante as fase 1A e 1B.

4.5.3 Fase 1B

O período de experimento com os parâmetros da Fase 1B foi de 02 de julho até 02 de agosto. Nesse período o RALFC teve uma vazão média de 40 L/h com desvio padrão de 14 L/h e um TDH de 2,8 horas. A vazão de ar foi fixada em 400 L/h durante todo o período.

Para o RUC os parâmetros se mantiveram os mesmos nessa fase, assim a mudança dos desses parâmetros, a qual ocorrerá na próxima fase, diferencia a Fase 1 da Fase 2.

4.5.4 Fase 2A

Nessa fase o RALFC teve um TDH em média de 3,2 horas a partir de uma vazão média de 35 L/h com um desvio padrão de 11 L/h e a vazão de ar foi fixada em 400 L/h.

Após a realização da Fase 1B, foi necessário um período de transição de quinze dias para que o reator anaeróbio se adaptasse a nova vazão imposta. Durante esse período a vazão no RUC foi incrementalmente diminuída até chegar em 80 L/h esse valor foi mantido até o final da pesquisa. Depois do período de transição a Fase 2A foi iniciada no dia 18 de agosto até dia 21 de setembro.

Assim o RUC foi operado com um TDH de 12 horas e uma COV de 1,30 kgDQO/m³.d durante a Fase 2A e 2B.

4.5.5 Fase 2B

A Fase 2B manteve os parâmetros no RUC. No RALFC se teve a alteração do TDH para 4,7 horas em média, a vazão de esgoto teve valores em média de 24 L/h com desvio padrão de 8 L/h. A vazão de ar foi a mínima possível, para a fluidização do reator aeróbio, com um valor de 300 L/h. O período de realização dessa fase foi de 22 de setembro até 29 de outubro.

O Quadro 05 mostra todos os valores de operação utilizados durante as fases de pesquisa.

Quadro 5- Valores dos parâmetros de operação

Fases	Duração (dias)	Vazão de esgoto (L/h)		TDH (horas)		COV (kgDQO/m ³ .d)		Vazão de ar (L/h)	
		RUC	RALFC	RUC	RALFC	RUC	RALFC	RUC	RALFC
1A	39	144	65	6	1,7	2,17	-	-	800
1B	32	144	40	6	2,8	2,17	-	-	400
2A	35	80	35	12	3,2	1,30	-	-	400
2B	38	80	24	12	4,7	1,30	-	-	300

Fonte: Elaboração do próprio autor

4.6 DESCRIÇÃO DO MONITORAMENTO

Para o acompanhamento e avaliação do desempenho do sistema de tratamento, foram realizadas análises dos parâmetros físicos, químicos e biológicos do afluente, efluente do

RUC e do efluente final do RALFC. O monitoramento destes será realizado observando os métodos de análises preconizados pelo Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 20ª Edição (AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION-APHA; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION- AWWA; WEF, 1998) e similares. A frequência destas análises, bem como os parâmetros se encontram no Quadro 06.

As verificações de vazão do ar e vazão dos esgotos e demais itens para assegurar o bom funcionamento da instalação experimental serão realizadas pelo menos 01 vez ao dia. A amostragem foi realizada de maneira pontual e o horário da coleta foi, na maioria das análises, às 09:00 horas da manhã.

Quadro 6- Programa de monitoramento do Esgoto Bruto, do RUC e do RALFC durante o período de operação

Parâmetro	Unidade	Frequência de coleta		
		Esgoto Bruto	RUC	RALFC
Temperatura	°C	diária	diária	diária
pH	-	diária	diária	diária
Alcalinidade	mg/L	3x semana	3x semana	3x semana
Ácidos orgânicos voláteis	mg/L	semanal	semanal	semanal
DQO _{total}	mg/L	diária	diária	Diária
DQO _{filtrada}	Mg/L	-	semanal	semanal
DBO _{total} e DBO _{filtrada}	mg/L	semanal	semanal	semanal
Sólidos sedimentáveis	mL/L	-	semanal	semanal
Sólidos suspensos totais	mg/L	semanal	semana	semanal
Sólidos totais	mg/L	semanal	semanal	semanal
Sólidos voláteis totais	mg/L	semanal	semanal	semanal
Oxigênio Dissolvido	mg/L	-	-	semanal
Nitrogênio total	mg/L	semanal	semanal	semanal
Fósforo total	mg/L	semanal	semanal	semanal

Fonte: Elaboração do próprio autor

Um fato a ser esclarecido são as análises de $DQO_{filtrada}$ e $DBO_{filtrada}$, na filtração foram utilizados os mesmo procedimento para todas as análises. Assim um papel filtro Whatman 40, com 110 milímetros de abertura foi colocado em um funil de vidro, antes de colocar a amostra o papel foi limpo com 50 ml de água destilada. Com o papel limpo foram filtrados 30 ml do efluente e descartado, para remover a água de lavagem ainda presente no filtro. Após esses passos a amostra a ser utilizada nas análises foi filtrada e coletada.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Para facilitar o entendimento, os resultados foram divididos em partida e 4 fases distintas, são elas: Fase 1A, Fase 1B, Fase 2A e Fase 2B.

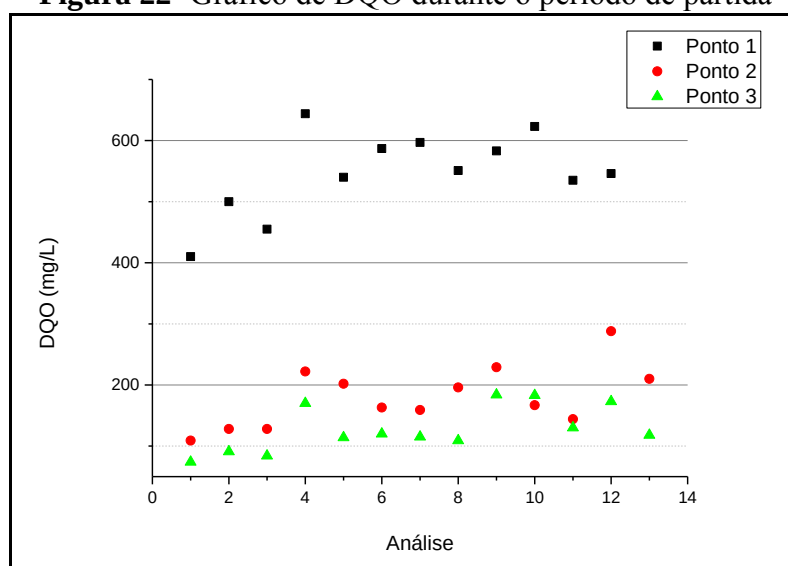
Para a apresentação dos resultados foram criados gráficos, tabelas e numeradores estatísticos, como média e desvio padrão. Os gráficos foram criados em forma de linhas para os parâmetros de DQO, alcalinidade, pH, temperatura. Em forma de barras para DBO, nitrogênio, fósforo e sólidos. E em forma de pontos para DQO_{filtrada} e ácidos orgânicos voláteis. Também foram criados Box-plot para os parâmetros de DQO e alcalinidade.

5.1 PARTIDA DO RALFC E REPARTIDA DO RUC

5.1.1 Demanda química de oxigênio - DQO_{total}

Os resultados obtidos estão apresentados na Figura 22. Os valores médios obtidos para a concentração de DQO nos pontos 1, 2 e 3 foram de, respectivamente, 548,5 mg/L, 165 mg/L e 116,5 mg/L. Pode-se notar na análise 10, a DQO no Ponto 3 foi registrada concentração maior que no ponto 2, provavelmente causada pela variação brusca da vazão no reator aeróbio. O sistema total tem apresentado uma eficiência média de 80%, mas o reator aeróbio opera com eficiência média de 30%. A inclusão deste sistema aumentou a remoção da carga orgânica carbonácea em 10% em média.

Figura 22- Gráfico de DQO durante o período de partida

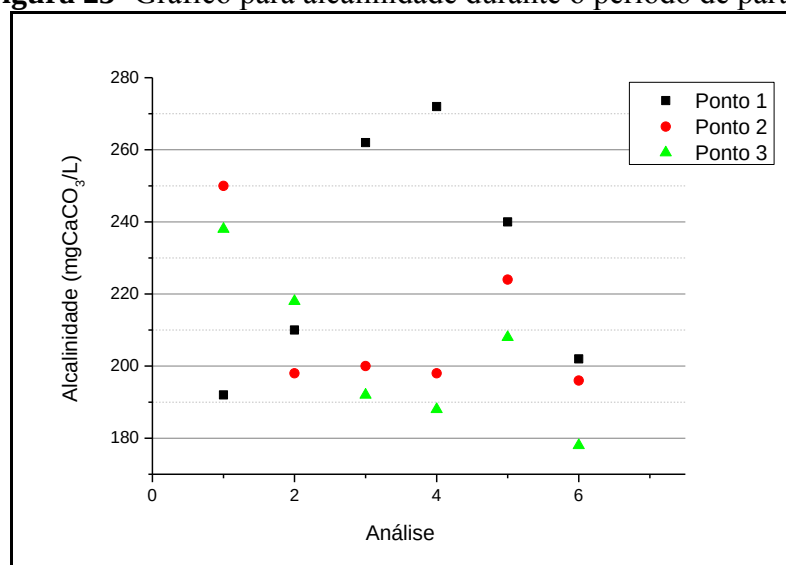


Fonte: Elaboração do próprio autor

5.1.2 Alcalinidade

A alcalinidade apresentou valores que indicavam o tamponamento do sistema, evitando assim quedas bruscas do pH, essas quedas no pH prejudicam o processo de digestão anaeróbia no RUC. No Ponto 1 foram obtidos valores em média de 210 mg/L, no ponto 2 de 198 mg/L e no Ponto 3 uma média de 190 mg/L. Gráfico gerado pelos valores de alcalinidade neste período pode ser visualizado na Figura 23.

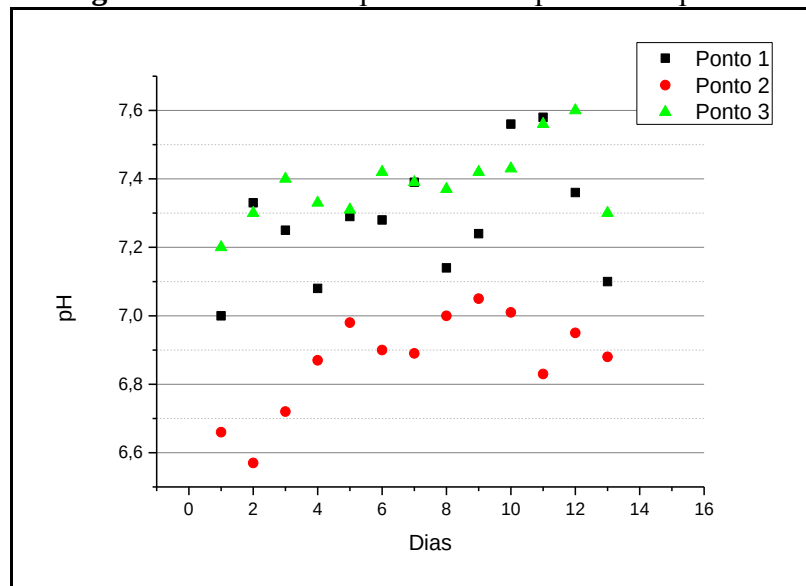
Figura 23- Gráfico para alcalinidade durante o período de partida



Fonte: Elaboração do próprio autor

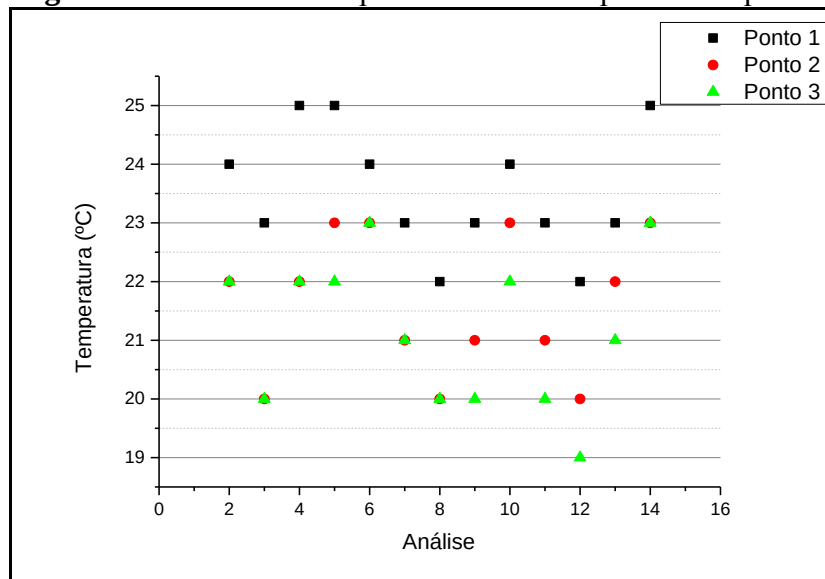
5.1.3 Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura

O pH, Figura 24, manteve-se em uma faixa neutra: 7,3, 6,9 e 7,4 em média para os Pontos 1, 2 e 3, respectivamente. Assim também não proporcionou problemas para o desenvolvimento dos micro-organismos.

Figura 24- Gráfico do pH durante o período de partida

Fonte: Elaboração do próprio autor

A temperatura apresentou valores dentro do esperado para um país tropical, visto que os dados foram retirados no período de outono/inverno, como pode-se visualizar na Figura 25. Com médias de 23, 21,5 e 21 °C para os respectivas Pontos 1, 2 e 3. Essas temperaturas estão em uma faixa ligeiramente baixa, mas não inibidora das atividades microbiológicas nos reatores.

Figura 25- Gráfico de temperatura durante o período de partida

Fonte: Elaboração do próprio autor

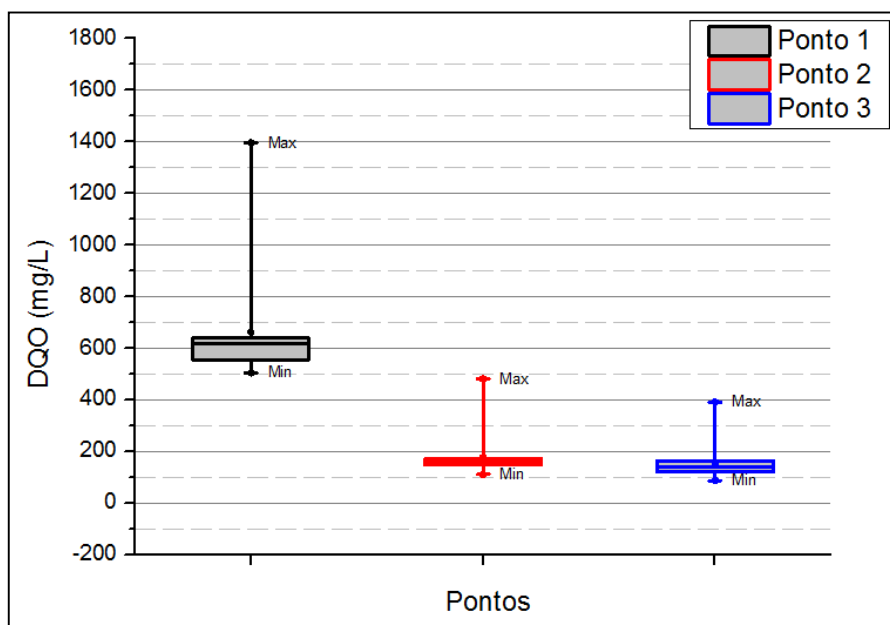
5.2 FASE 1A

5.2.1 Demanda química de oxigênio (DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$)

Por meio do box-plot na Figura 26, é possível visualizar os valores de DQO_{total} , assim os valores de média, mínimo e máximo ficam evidenciados. Também pode ser notado em qual faixa de concentração se encontra a maior parte dos dados obtidos.

Para o Ponto 1, os valores tiveram uma maior faixa de variação, tendo assim uma média e desvio padrão de $633,5 \pm 172,9$ mg/L. Para os Pontos 2 e 3 faixa de variação menor, com média e desvio padrão de $180,0 \pm 64,0$ e $156,3 \pm 61,7$ mg/L respectivamente.

Figura 26- Box-plot de DQO_{total} durante a Fase 1A



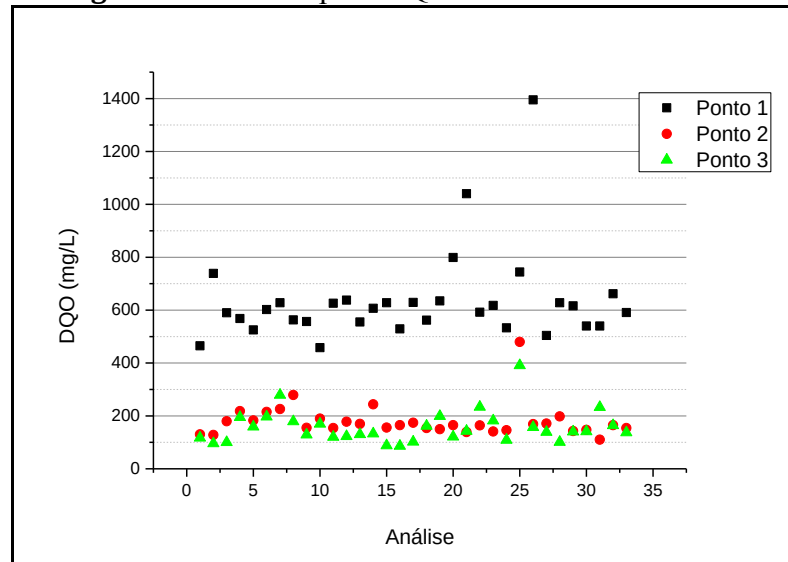
Fonte: Elaboração do próprio autor

Na Figura 27, tem-se um gráfico de dispersão com os mesmos valores de DQO para esta fase. Neste pode ser visualizado em qual análise os valores discrepantes foram obtidos, por exemplo, na análise 27 temos dados de alta concentração de DQO. Problema provavelmente causado por uma carga maior de matéria orgânica carbonácea no esgoto bruto.

Em algumas análises os valores de DQO no ponto 3 está maior que no ponto 2. Este fato ocorre em função da grande produção de lodo no RALFC e pelo arraste deste na saída do efluente. Em termos de eficiência a média e desvio padrão para o sistema total foi de $74 \pm 10\%$ e o sistema aeróbio apenas teve valores de $10 \pm 32\%$ de remoção de carga orgânica

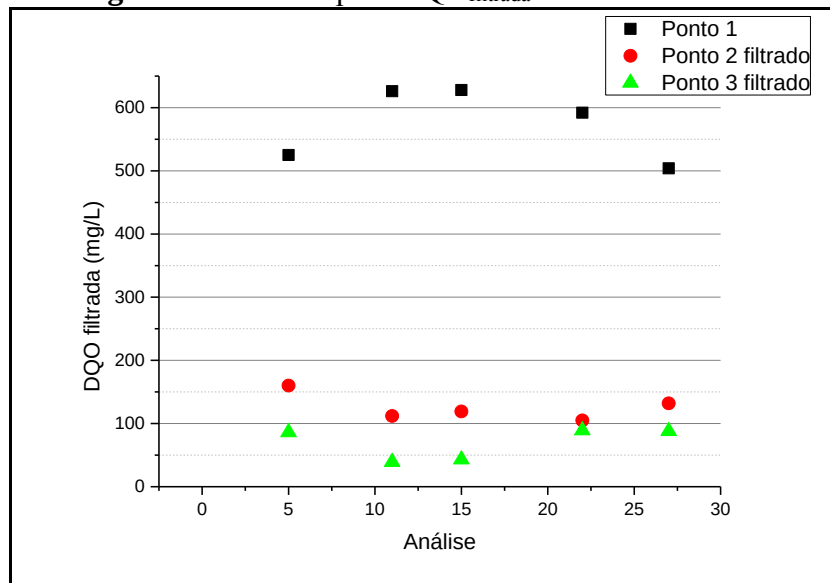
carbonácea. A remoção de DQO foi satisfatória para a primeira fase, obtendo valores maiores que os de Correia (2010), a qual também utilizou um RALFC tratando esgoto doméstico, obtendo uma eficiência de 54% de remoção de DQO.

Figura 27- Gráfico para DQO_{total} durante a Fase 1A



Fonte: Elaboração do próprio autor

Para os Pontos 2 e 3 é interessante observar as concentrações de DQO_{filtrada}, a Figura 28 comprova a interferência dos sólidos suspensos na qualidade final do efluente. Pode ser notado que os as concentrações no ponto 3 não foram maiores que as do ponto 2, diferente da DQO_{total}, que em alguns casos foi observado. A DQO_{filtrada} possui valores médios e de desvio padrão menores, de $125,6 \pm 21,6$ para o ponto 2 e $69 \pm 25,6$ mg/L para o Ponto 3, gerando uma eficiência de remoção média de 89%. Essa porcentagem de remoção média é superior a observada por autores como Distler et al. (1995) e Wolff et al. (2001). O primeiro obteve eficiências entre 55 e 76% e o segundo remoção de 78%, chegando até um valor máximo de 90%.

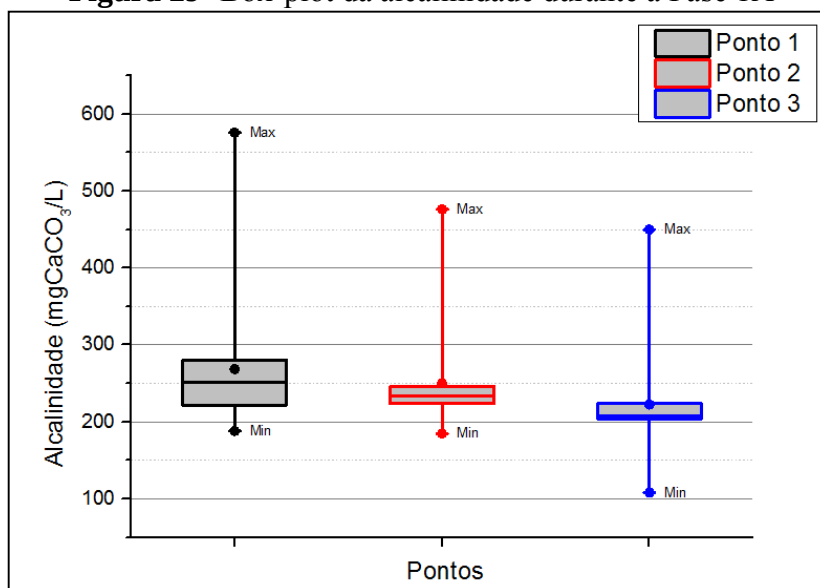
Figura 28- Gráfico para DQO_{filtrada} durante a Fase 1A

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.2.2 Alcalinidade

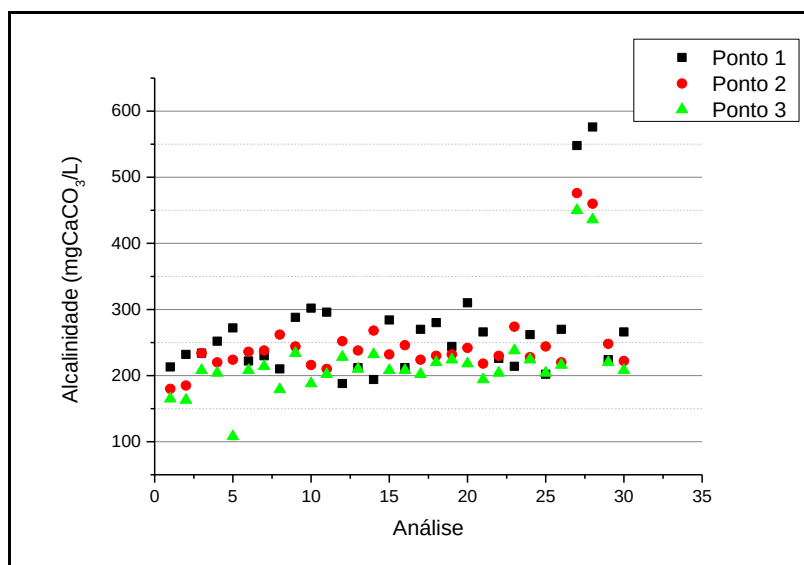
A Figura 29 traz o box-plot para a alcalinidade durante a Fase 1A. Com ele foi evidenciado o consumo da alcalinidade durante a passagem pelos Pontos 1, 2 e 3. Para o RUC a alcalinidade serve como um parâmetro de controle, para que não haja a acidificação deste e em decorrência disso o reator não entre em colapso. Mas para o RALFC, o consumo de alcalinidade é utilizado como uma evidencia de que está ocorrendo a nitrificação.

No processo de digestão anaeróbia, a alcalinidade é gerada a partir da amonificação ou pela remoção dos ácidos voláteis, garantindo assim, a manutenção do valor do pH e a estabilidade do processo. A redução de acidez tanto pode ocorrer por dissorção de CO₂ (produção de biogás) como por conversão de ácidos voláteis para metano (VAN HAANDEL; LETTINGA, 1994).

Figura 29- Box-plot da alcalinidade durante a Fase 1A

Fonte: Elaboração do próprio autor

Para esta fase temos como valores médios e desvio padrão para os Pontos 1, 2 e 3 de $266,6 \pm 87,1$; $247,7 \pm 63,2$ e $220,5 \pm 65,6$ mgCaCO₃/L, respectivamente. A Figura 30 demonstra alguns valores discrepantes como, por exemplo, as análises de 27 a 29, estas concentrações podem ser ocasionados pelo fato do esgoto bruto ter uma dureza maior comparado às outras análises.

Figura 30- Gráfico para alcalinidade durante a Fase 1A

Fonte: Elaboração do próprio autor

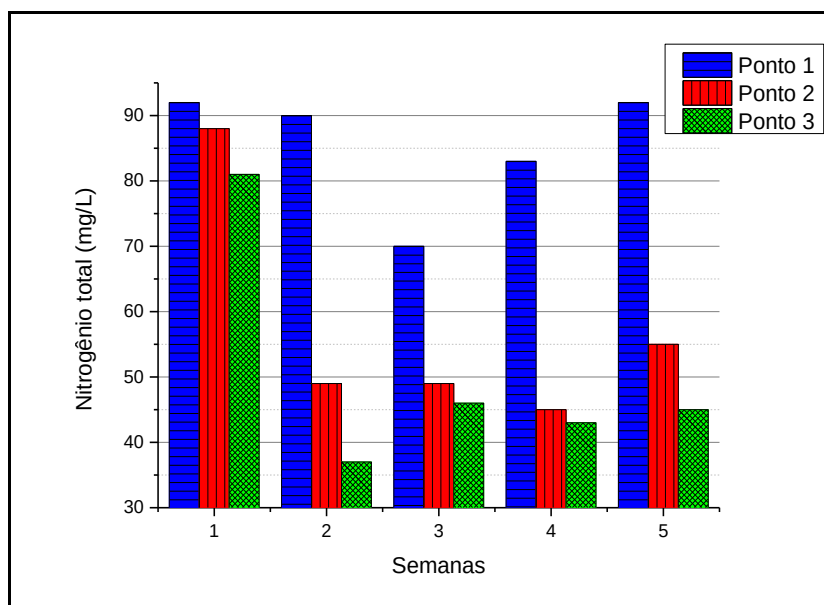
5.2.3 Nitrogênio total e fósforo total

A concentração média e desvio padrão para o Ponto 1 foi de $85,4 \pm 9,4$ mg/L, para o Ponto 2 obteve-se os seguintes valores $57,2 \pm 17,6$ mg/L e para o Ponto 3 $50,4 \pm 17,4$ mg/L. Esses valores demonstram uma pequena remoção de nitrogênio no RALFC, mas a maior parte desta é realizada pelo RUC, como pode ser observado na Figura 31. Isso pode ter ocorrido pela dificuldade da criação de zonas anóxicas, visto que nesta fase foi utilizada a vazão de ar mais alta do experimento. Assim houve uma dificuldade de desenvolvimento dos micro-organismos desnitrificantes.

Correia (2010) apresentou valores para nitrogênio total de 64 mg/L no afluente e 40 mg/L no efluente e Gebara (2006) apresentou valores entre 60-45 mg/L no efluente, recebendo um efluente com uma concentração de nitrogênio total entre 89-80 mg/L. Ambos autores trabalharam com o RALFC tratando esgoto doméstico.

A nitrificação ocorre na presença de matéria orgânica, as bactérias heterotróficas tendem, num primeiro momento, a dominar biofilmes devido a sua velocidade de crescimento muito maior que as bactérias nitrificantes autotróficas (SANT'ANNA JUNIOR, 2010). Assim para início do reator é possível que as bactérias nitrificantes ainda não tenham se desenvolvido.

Figura 31- Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 1A

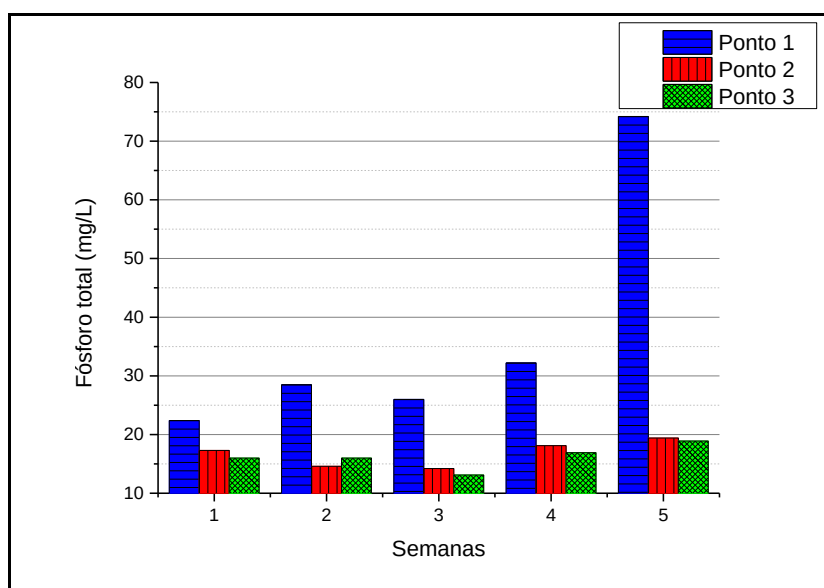


Fonte: Elaboração do próprio autor

Para o fósforo total, o RALFC não demonstrou um bom desempenho. É possível visualizar na Figura 32 que a remoção do fósforo pelo pós tratamento não foi satisfatória e em alguns casos não houve remoção. Os valores de média e desvio padrão para o Ponto 1 são $36,6 \pm 21,3$ mg/L, para o Ponto 2 $16,72 \pm 2,2$ mg/L e para o Ponto 3 $16,18 \pm 2$ mg/L. Pode ser notado a uma pequena variação dos valores nos pontos 2 e 3, assim tem-se valores constantes de remoção, mas com baixa eficiência.

Segundo recomendações da Water Research Commission- WRC (1984), caso a concentração de DQO solúvel no afluente seja inferior a 60 mg/L, é pouco provável uma remoção efetiva de fósforo; caso seja superior a 60 mg/L, a remoção de fósforo pode ser alcançada, desde que se eliminem os nitratos da fase anaeróbia. Nesse caso a remoção de fósforo foi prejudicada pela presença do nitratato, o qual não foi removido pelo reator na fase anaeróbia.

Figura 32- Gráfico para fósforo total durante a Fase 1A



Fonte: Elaboração do próprio autor

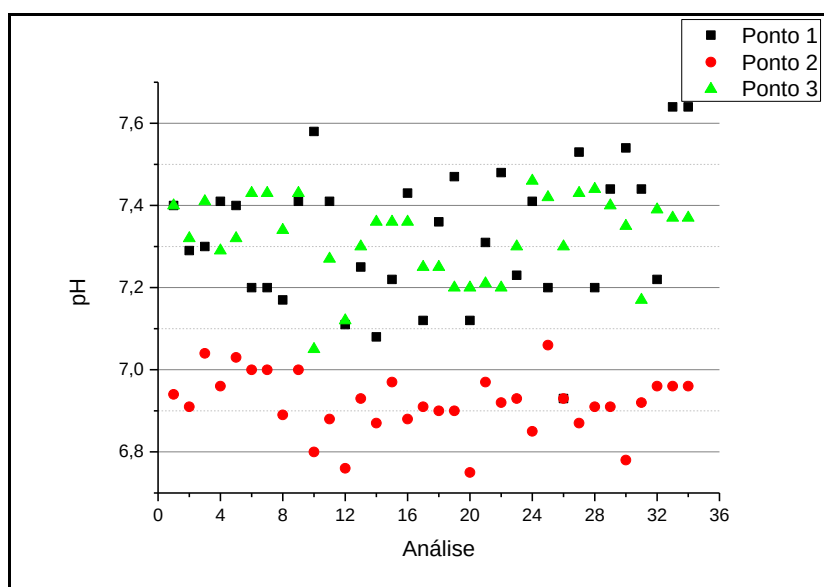
5.2.4 Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura

O pH nessa fase esteve dentro da normalidade para ambos os reatores, assim seus valores de média e desvio padrão foram $7,31 \pm 0,16$; $6,92 \pm 0,07$ e $7,32 \pm 0,10$ para os Pontos 1, 2 e 3 respectivamente. É possível notar, pela Figura 33, a pequena variação de valores para todos os pontos. Esse fato é benéfico para o tratamento facilitando a proliferação dos micro-organismos e não restringindo a multiplicação de algumas espécies, as quais poderiam ser

inibidas com mudança bruscas de pH. Assim, pode-se entender que o RUC não foi submetido a grandes variações, favorecendo desta forma o desenvolvimento das bactérias metanogênicas que, de acordo com Ramalho (1983), Metcalf e Eddy (2003), Van Haandel e Lettinga (1994) e Chernicharo (1997) têm um crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4.

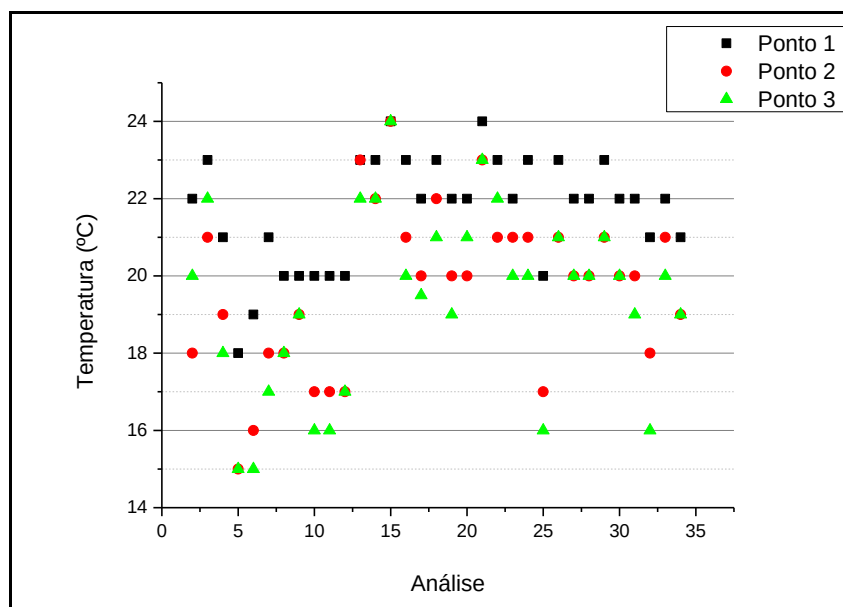
Para o RALFC, os valores de pH estão de acordo com a faixa recomendada por diferentes pesquisadores, 6,5 a 9,0 (BREED et al, 1957; METCALF; EDDY, 2003; ABREU, 1994).

Figura 33- Gráfico do pH durante a Fase 1A



Fonte: Elaboração do próprio autor

A temperatura também não apresentou valores que prejudicassem o desenvolvimento do biofilme, a fase 1A, por estar em uma estação do ano mais fria apresentou temperaturas mais baixas que as outras. Para o Ponto 1 foi obtido como média e desvio padrão valores de $21,7 \pm 1,4$ °C, para o Ponto 2 os valores foram $19,7 \pm 2,1$ °C e para o Ponto 3 $19,3 \pm 2,3$ °C. Os valores obtidos com as análises podem ser visualizados na Figura 34.

Figura 34- Gráfico para temperatura durante a Fase 1A

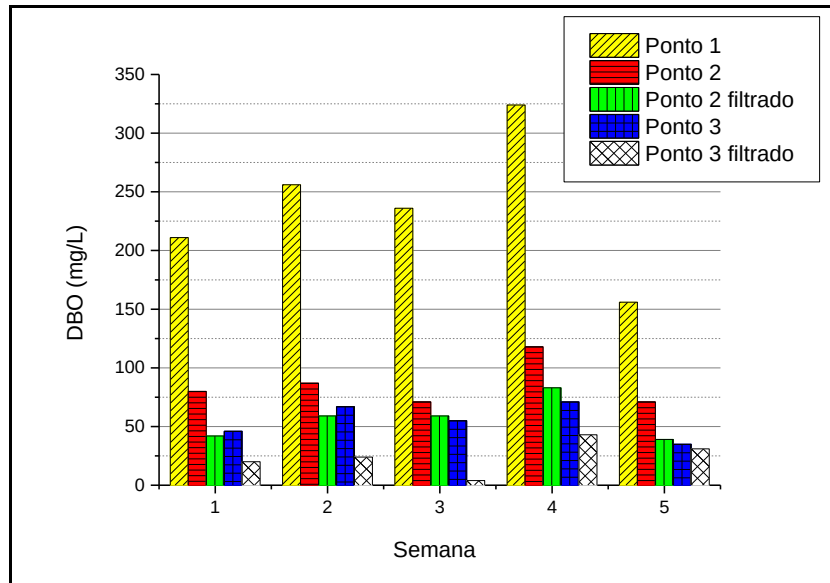
Fonte: Elaboração do próprio autor

5.2.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD)

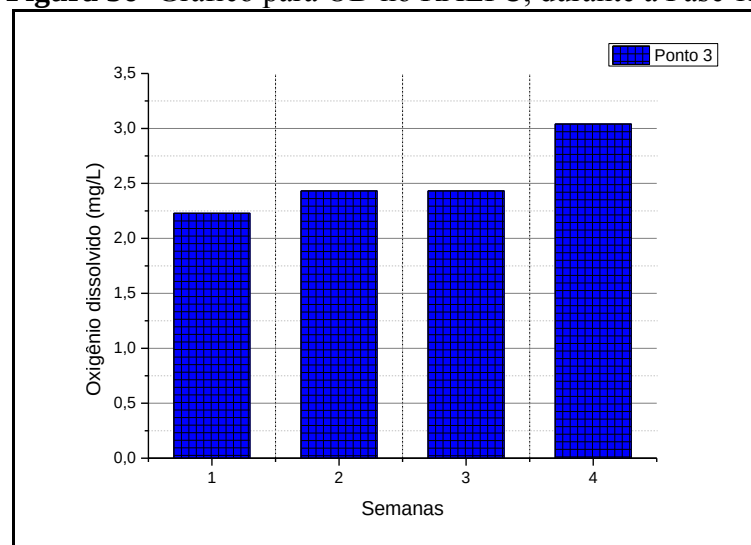
Para a DBO, também foram feitas análise filtrando o efluente nos Pontos 2 e 3, para que novamente seja possível prever a influência dos sólidos suspensos nele. Pela Figura 35 pode-se observar a grande presença desses sólidos em ambos os pontos. No Ponto 2 isto é acarretado pelo arraste de lodo do último compartimento do RUC e no Ponto 3 o fato pode ter ocorrido pela grande produção de sólidos suspensos no RALFC. Com isso seu decantador permite a saída dessa grande carga para o efluente final.

A DBO apresentou valores de média e desvio padrão de $236,6 \pm 61,6$ mg/L para o Ponto 1, $85,4 \pm 19,4$ e $54,8 \pm 14,8$ mg/L para os Pontos 2 e 2 filtrado e por fim $56,4 \pm 17,5$ e $24,4 \pm 14,4$ mg/L para os Pontos 3 e 3 filtrado respectivamente.

No RALFC foram medidos os valores de Oxigênio Dissolvido para o acompanhamento do processo, a Figura 36 apresenta o gráfico da concentração de OD durante essa fase. O OD foi medido pelo método Winkler, assim o efluente foi coletado em frascos de DBO e o OD fixado no local, logo após a coleta.

Figura 35- Gráfico de DBO e DBO_{filtrada} durante a Fase 1A

Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 36- Gráfico para OD no RALFC, durante a Fase 1A

Fonte: Elaboração do próprio autor

A média e o desvio padrão para esse parâmetro de controle são $3,0 \pm 0,49$ mg/L. Assim as concentrações estão ideais para que as bactérias nitrificantes se desenvolvam. Para as desnitrificantes, estas concentrações, por serem altas, podem causar problemas para seu desenvolvimento.

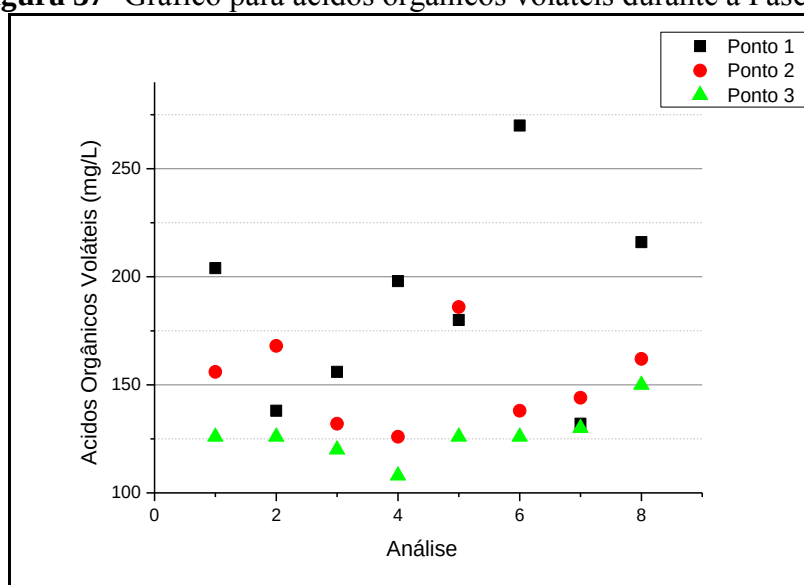
5.2.6 Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV)

Os Ácidos Orgânicos Voláteis apresentaram valores que não afetam o desempenho de ambos os reatores, e segundo Silva (2004) esse equilíbrio na concentração dos AOV é um bom indicador do adequado funcionamento do reator anaeróbio, o valor é de grande importância no acompanhamento da atividade das bactérias acidogênicas e arqueas metanogênicas.

Assim os Pontos 1, 2 e 3 apresentaram valores de média e desvio padrão de $186,7 \pm 45,6$; $151,5 \pm 20,2$ e $126,5 \pm 11,6$ mg/L. Na Figura 37 é possível notar o consumo de AOV durante a passagem do esgoto pelos Pontos 2 e 3, isto é interessante para manter o pH estável.

Os valores apresentados indicam uma alta eficiência no processo de digestão anaeróbia, segundo Beal (1995) para que um reator anaeróbio seja operado corretamente, a concentração de ácidos voláteis no efluente, expressa como ácido acético, não deve ser superior a 200 mg/L.

Figura 37- Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 1A



Fonte: Elaboração do próprio autor

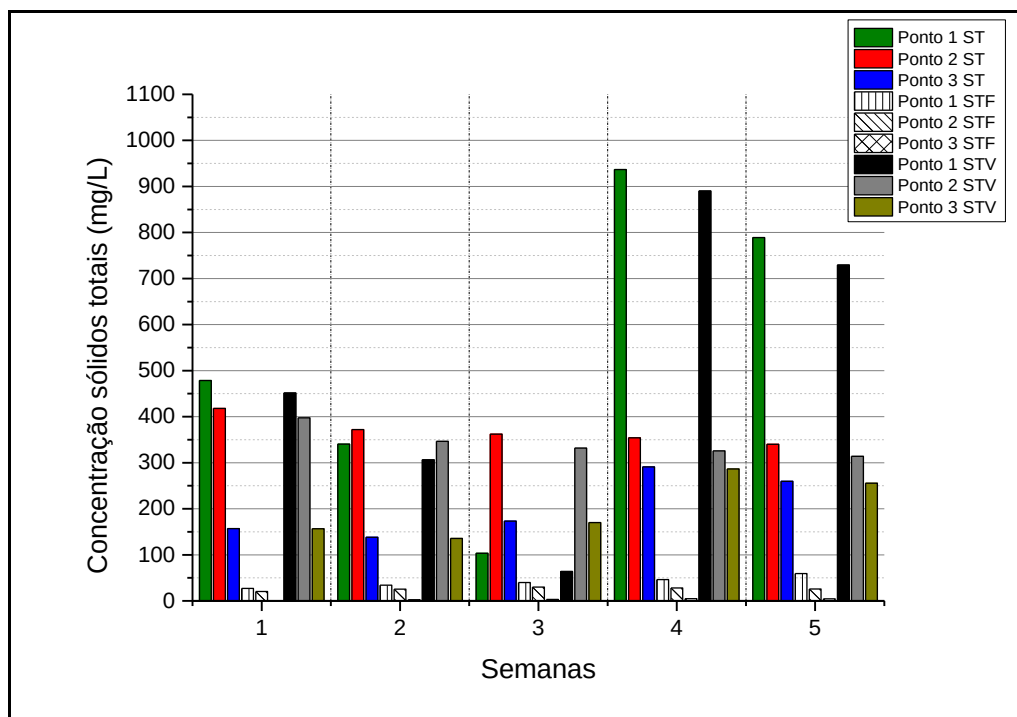
5.2.7 Série de sólidos

A Figura 38 mostra o gráfico para a série de sólidos totais (ST), incluindo os sólidos totais fixos (STF) e voláteis (STV). O RALFC nesta fase produziu uma pequena quantidade de sólidos totais nas primeiras semanas, a qual aumentou nas semanas finais. Os sólidos totais

produzidos são em sua maior parte sólidos totais voláteis. Os STV são produzidos pelo cisalhamento ocorrido entre o biofilme e as paredes do reator e demonstra que nessa fase houve uma grande produção de biofilme e esse acabou se desprendendo do meio suporte. Mesmo com a produção de ST, o RALFC contribuiu com a remoção de sólidos no sistema de tratamento.

Tem-se então como valores de média e desvio padrão em termos de ST para os Pontos 1, 2 e 3 de 529 ± 336 , 369 ± 29 e 203 ± 67 mg/L respectivamente. Para os STF os valores são $41,4 \pm 12,3$; $26 \pm 3,6$ e $3 \pm 1,7$ mg/L e para os STV tem-se 488 ± 329 , 343 ± 32 e 200 ± 66 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3.

Figura 38- Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 1A

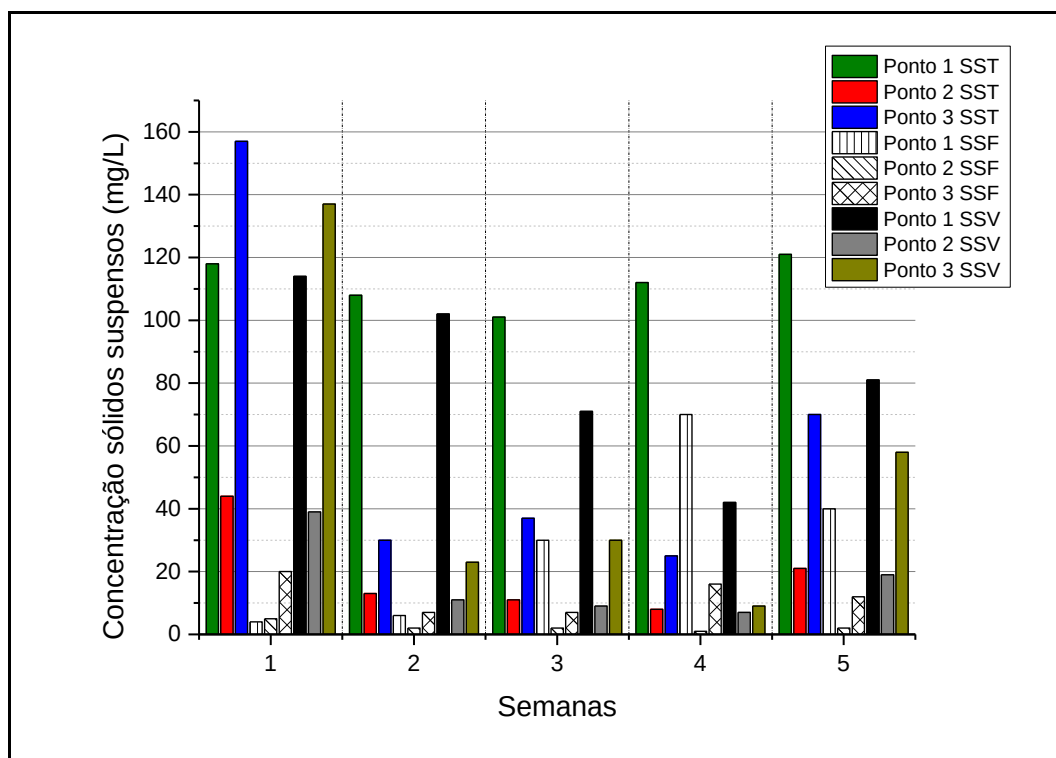


Fonte: Elaboração do próprio autor

Os sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e os sólidos suspensos voláteis (SSV), são apresentado pela Figura 39, é possível observar que o reator aeróbio também teve uma alta produção, sendo responsável pelas maiores concentrações e alguns pontos até maior que o esgoto bruto. Seguindo a ideia dos ST, a grande maioria dos SST são SSV causa relacionada a grande produção de lodo.

Como valores de média e desvio padrão para SST nos Pontos 1, 2 e 3 tem-se 112 ± 8 , 19 ± 14 e 64 ± 55 mg/L respectivamente. Para os SSF os valores são de 30 ± 27 , 3 ± 1 e $12,4 \pm 6$ mg/L e para SSV tem-se 82 ± 28 , 17 ± 13 e 51 ± 51 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3.

Figura 39- Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 1A



Fonte: Elaboração do próprio autor

A série de sólidos também contou com análise dos sólidos sedimentáveis, para os Ponto 2 e 3. Para o Ponto 2 tem-se uma média de 0,26 mL/L e um desvio padrão de 0,18 mL/L. Pode ser notado que para este ponto a concentração foi praticamente nula. Para o Ponto 3 o valor de média foi de 12,1 mL/L e o desvio padrão 9,6 mL/L. Esses valores afetam em grande quantidade os valores de ST e SST, sendo responsáveis em grande parte pela alta concentração de ambos.

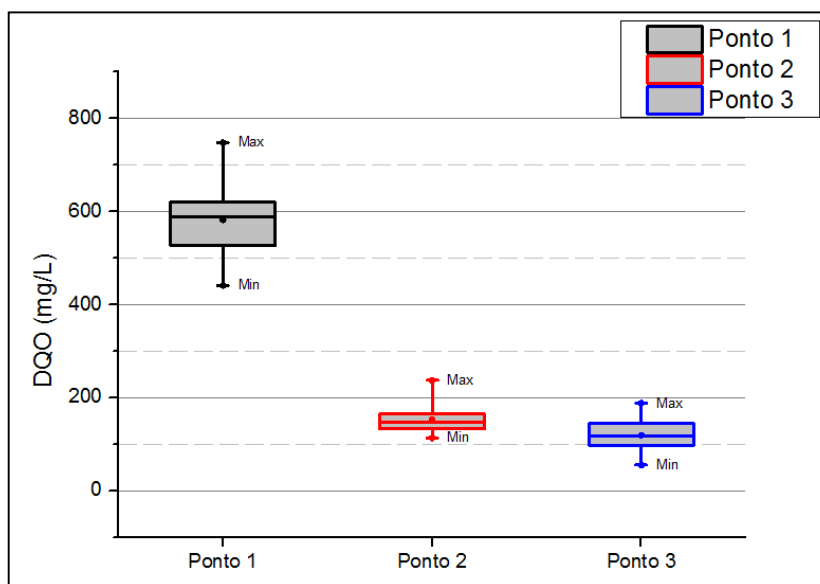
5.3 FASE 1B

5.3.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$)

A Figura 40 apresenta o box-plot para DQO_{total} , é possível observar que a variação de DQO_{total} foi maior em todos os pontos ao se comparar com a Fase 1A. Nesta fase, portanto foram obtidos valores mais discrepantes que na fase passada. Os valores de média e desvio padrão são: $581,7 \pm 76,1$; $152,7 \pm 29,4$ e $118 \pm 33,8$ mg/L para os Pontos 1, 2 e 3 respectivamente.

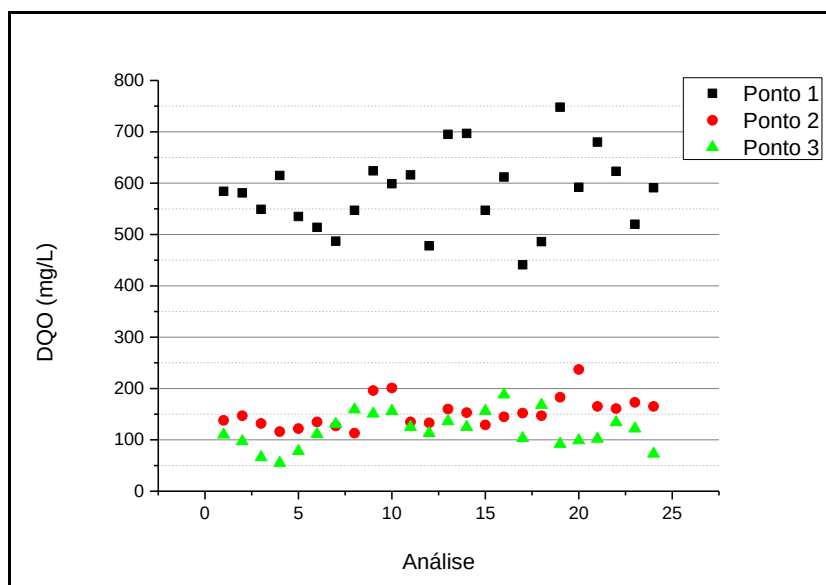
Com a diminuição da vazão de ar e o aumento o TDH foi obtido uma pequena diminuição nos valores de DQO_{total} para o Ponto 3. Tal fato pode ser comprovado pelo aumento dos valores de média e desvio padrão da eficiência do RALFC, os quais foram de $20 \pm 26,7\%$. O sistema total também aumentou sua média em eficiência de remoção, passando de 74% na Fase 1A para 79% na Fase 1B.

Figura 40- Box-plot de DQO_{total} durante a Fase 1B



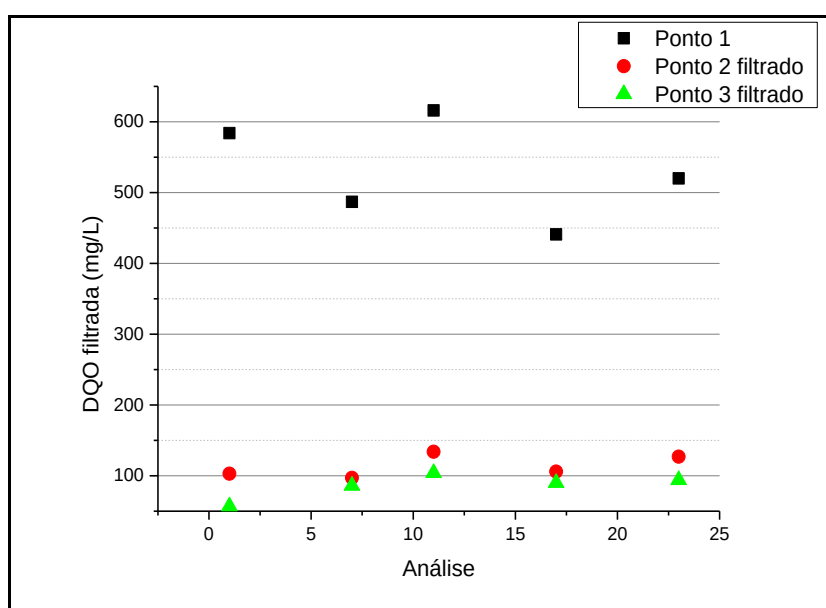
Fonte: Elaboração do próprio autor

O gráfico de dispersão da Figura 41 mostra onde se tem remoções melhores. É importante salientar que no mesmo dia da análise 10 foi feita uma descarga do lodo no reator aeróbio, a partir deste momento o RALFC teve certa melhora na eficiência. Na análise 20 essa melhora aumenta, chegando ao seu valor máximo de remoção 58%.

Figura 41- Gráfico para DQO_{total} durante a Fase 1B

Fonte: Elaboração do próprio autor

Na Figura 42 o gráfico de $DQO_{filtrada}$ manteve os mesmos padrões da Fase 1A, em nenhum momento a concentração no Ponto 3 foi maior que no Ponto 2, mas as concentrações de $DQO_{filtrada}$ foram maiores em ambos os pontos. Nessa fase o Ponto 2 teve $113,4 \pm 16,1$ mg/L como valores de média e desvio padrão. O Ponto 3 apresentou valores de $86,2 \pm 17,6$ mg/L.

Figura 42- Gráfico para $DQO_{filtrada}$ durante a Fase 1B

Fonte: Elaboração do próprio autor

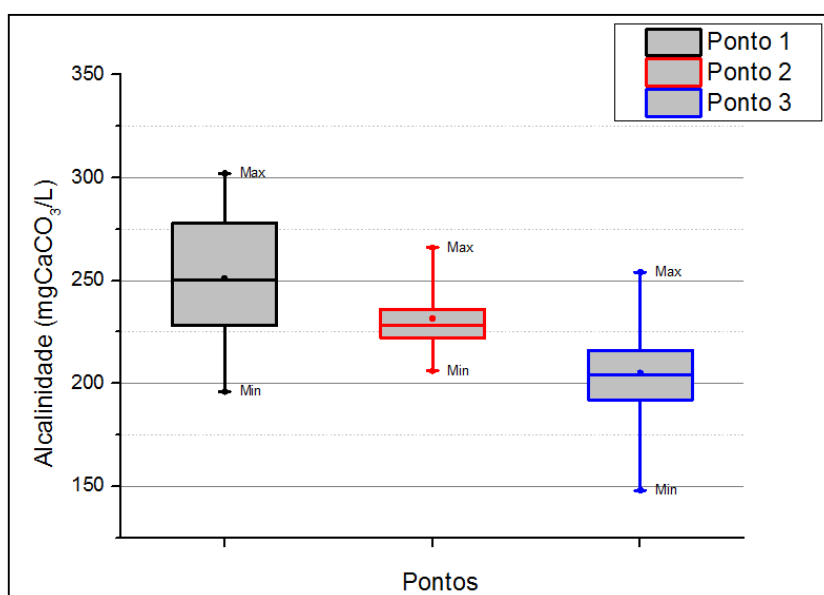
5.3.2 Alcalinidade

O box-plot da Figura 43 também evidencia o consumo da alcalinidade durante o processo de tratamento. Para o reator anaeróbio é importante ter uma pequena variação nessas concentrações, mostra que o reator não recebeu cargas ácidas e não corre o risco de acidificar.

O consumo de alcalinidade para o reator aeróbio é importante para demonstrar que está ocorrendo a nitrificação do efluente, visto que o projeto não contou com análises de nitrito e nitrato. Teoricamente a taxa de destruição da alcalinidade é de 7,1 mg CaCO_3 por mg de amônia oxidada. A destruição de alcalinidade observada é geralmente igual ou menor do que a teórica (FERREIRA, 2002).

Ainda segundo Ferreira (2002) durante a denitrificação é produzida alcalinidade e as concentrações de ácido carbônico são diminuídas. A relação estequiométrica teórica é a produção de 3,57 mg CaCO_3 alcalinidade por mg nitrato reduzido a nitrogênio gasoso. Partindo-se de que a alcalinidade é aumentada e a concentração de ácido carbônico é diminuída, a tendência da denitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio. Dessa forma ao observar a Figura 42 nota-se o consumo de alcalinidade no Ponto 3, demonstrando que está ocorrendo a nitrificação no processo de tratamento.

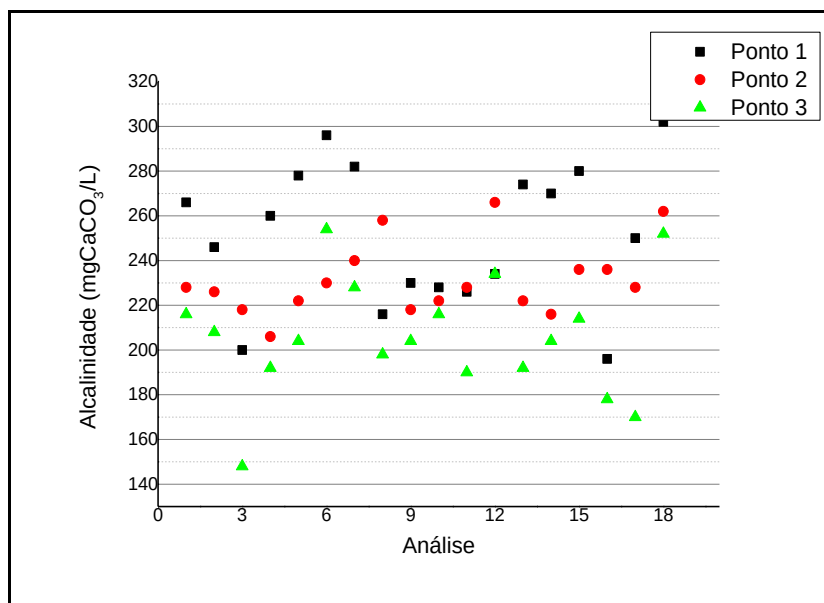
Figura 43- Box-plot para alcalinidade durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 44 mostra o gráfico de dispersão para alcalinidade. Os valores de média e desvio padrão são $251,8 \pm 31,7$; $231 \pm 16,3$ e $205,6 \pm 26,7$ mgCaCO₃/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Comparados à fase passada esses valores tiveram uma pequena diminuição.

Figura 44- Gráfico para alcalinidade durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

5.3.3 Nitrogênio total e fósforo total

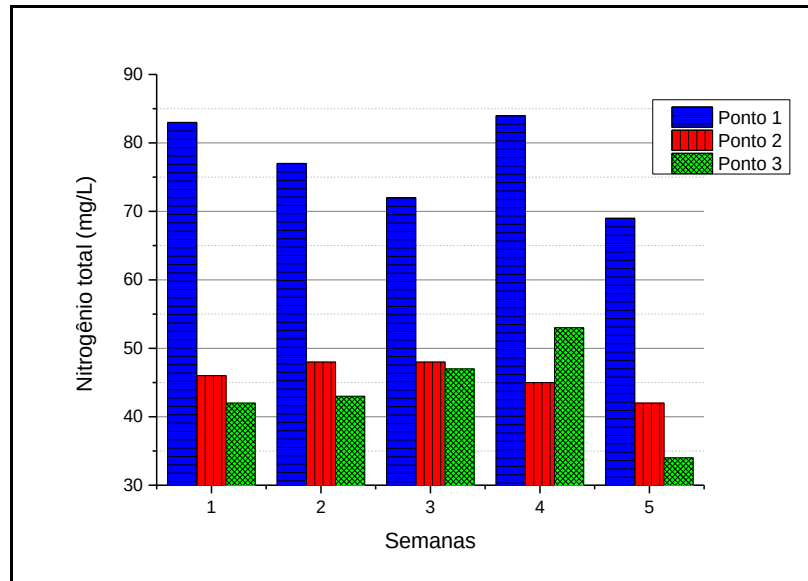
Para nitrogênio total a Figura 45 apresenta as concentrações obtidas durante a Fase 1B. É possível observar uma boa eficiência de remoção apenas no RUC, este fato ocorre devido à assimilação do nitrogênio disponível no meio pelos micro-organismos, para a criação de novas células. O RALFC continua com baixa remoção deste nutriente, evidenciando a ausência da fase de desnitrificação.

Em termos de média e desvio padrão tem-se para o Ponto 1 valores de $77,0 \pm 6,0$ mg/L, para o Ponto 2 os valores são de $45,8 \pm 2,4$ mg/L e para o Ponto 3 foi obtido valores de $43,8 \pm 6,9$ mg/L. Com esses valores também foi possível notar que não houve remoção de nitrogênio com a passagem do efluente pelo RALFC.

O reator aeróbio também não apresentou remoção significativa de fósforo total nesta fase. A Figura 46 apresenta o gráfico com as concentrações desse parâmetro. Como valores de média e desvio padrão para os Pontos 1, 2 e 3 tem-se $31,0 \pm 5,9$; $15,5 \pm 1,3$ e $15,4 \pm 2,3$ mg/L respectivamente. O fato é que para a remoção do fósforo as bactérias específicas necessitam

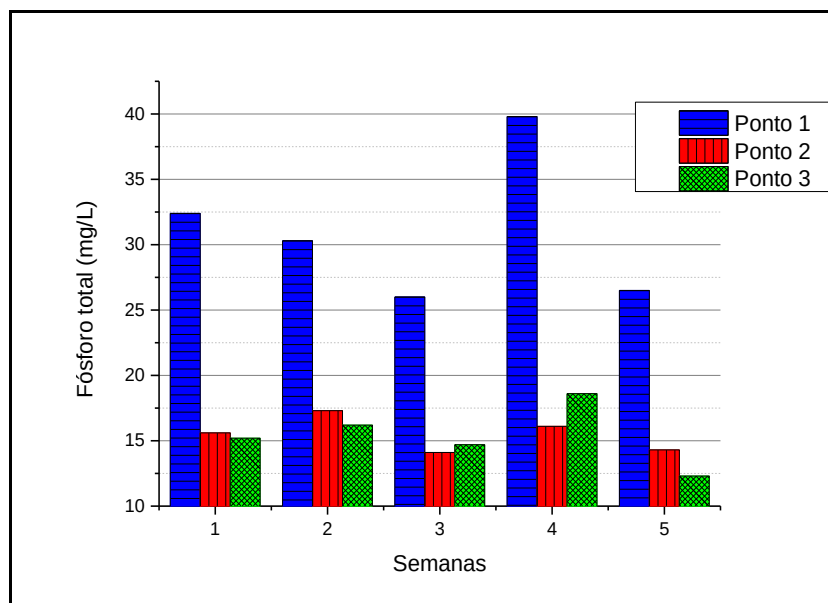
de uma etapa anaeróbia a qual não ocorreu nessa fase devido à grande vazão de ar utilizada para fluidizar o reator aeróbio. Segundo Marchetto et al. (2003) e Surampalli et al. (1997) na ausência de oxigênio e nitrato, e na presença de um substrato facilmente biodegradável, algumas bactérias facultativas utilizam o fosfato armazenado no seu metabolismo para adquirir a energia necessária para a degradação do substrato disponível.

Figura 45- Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 46- Gráfico para fósforo total durante a Fase 1B

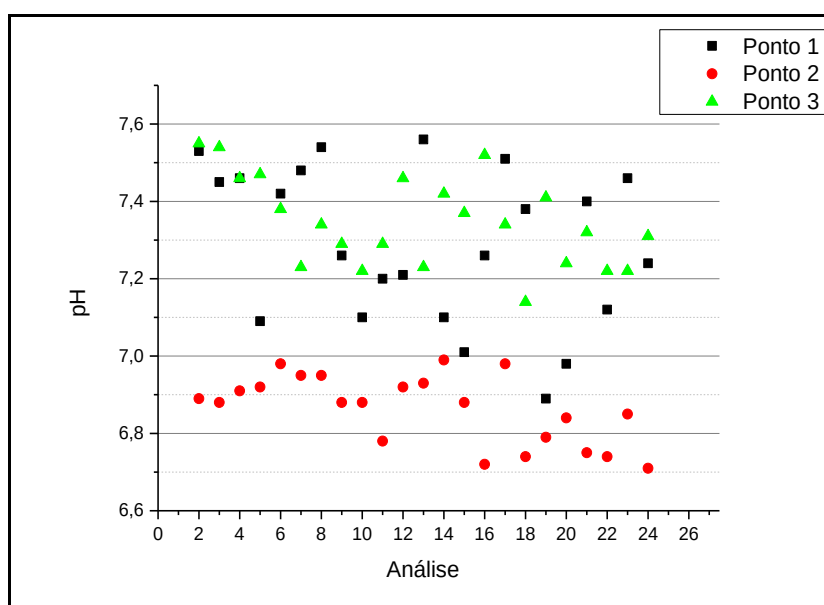


Fonte: Elaboração do próprio autor

5.3.4 Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura

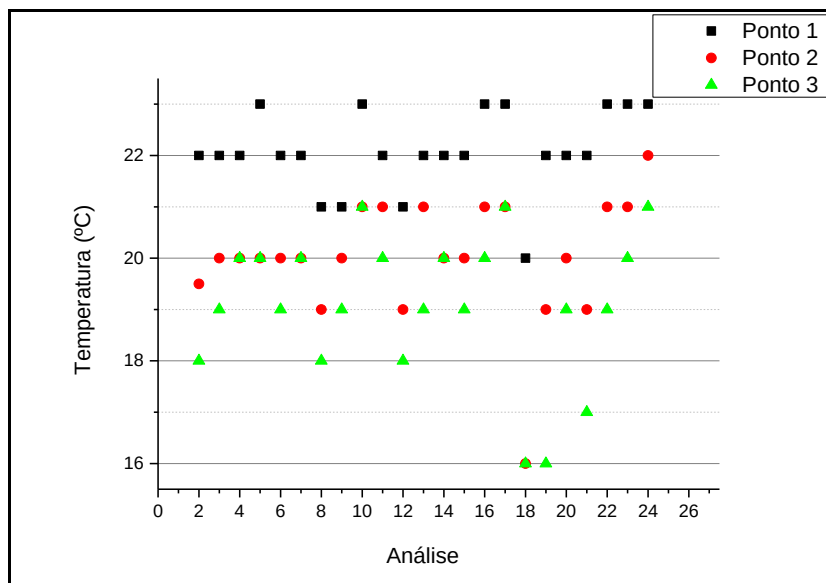
O pH nesta fase esteve dentro da normalidade para ambos os reatores. Sempre tendo os valores mais baixos para o Ponto 2, devido a fase acidogênica deste reator. Para o RALFC, volta a neutralizar esses ácidos com a injeção de oxigênio. Assim seus valores de média e desvio padrão foram $7,28 \pm 0,20$; $6,86 \pm 0,08$ e $7,34 \pm 0,11$ para os Pontos 1, 2 e 3 respectivamente. Esses valores se mantiveram estáveis durante as duas fases favorecendo o desenvolvimento do meio microbiológico como se pode observar na Figura 47.

Figura 47- Gráfico do pH durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

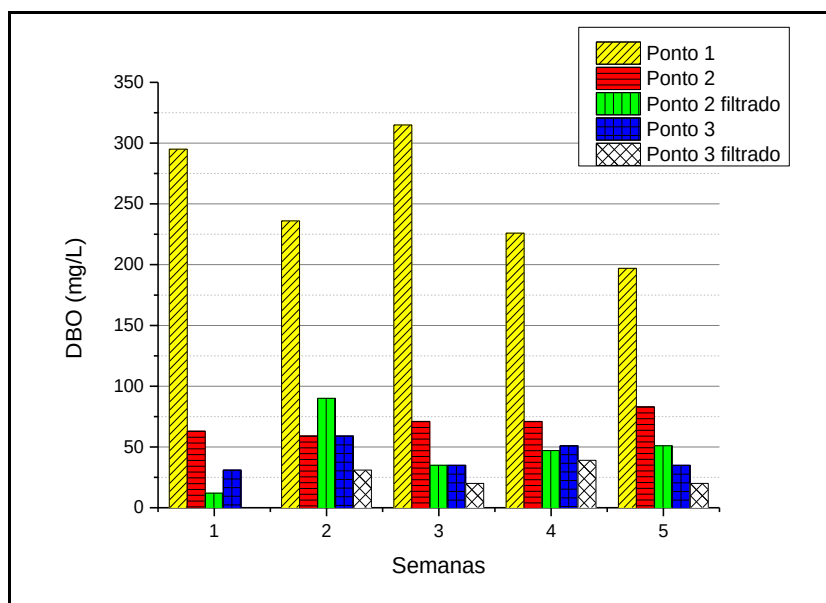
A temperatura apresentou valores semelhantes à fase anterior, visto que as análises foram realizadas durante a mesma estação sazonal. Para o Ponto 1 foi obtido como média e desvio padrão valores de $22,1 \pm 0,8$ °C, para o Ponto 2 os valores foram $20,0 \pm 1,2$ °C e para o Ponto 3 $19,0 \pm 1,4$ °C. Os valores obtidos com as análises podem ser visualizados na Figura 48. Apenas em um único dia de análise foi registrado temperaturas muito abaixo da média, onde as saídas de ambos os reatores estavam marcando 16 °C.

Figura 48- Gráfico de temperatura durante a Fase 1B

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.3.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD)

A DBO, na Figura 49, apresentou valores de média e desvio padrão de $253,8 \pm 49,4$ mg/L para o Ponto 1, $69,4 \pm 9,2$ e $42,2 \pm 12,1$ mg/L para os Pontos 2 e 2 filtrado e por fim $47,0 \pm 28,4$ e $22,0 \pm 16,7$ mg/L para os Pontos 3 e 3 filtrado respectivamente. Apesar dos valores no Ponto 1 terem aumentado, esta fase apresentou uma pequena melhora para o tratamento. Mas mesmo assim não atingiu concentrações finais satisfatórias.

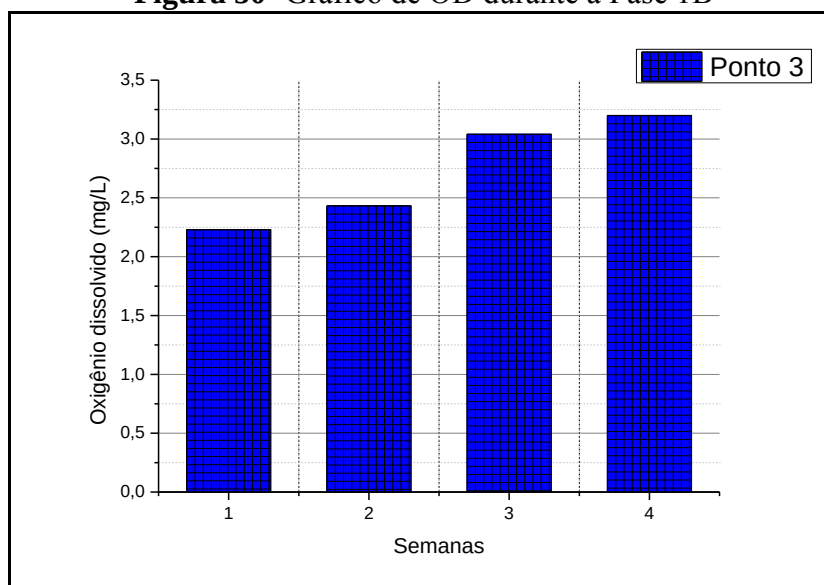
Figura 49- Gráfico para DBO durante a Fase 1B

Fonte: Elaboração do próprio autor

De acordo com a Figura 49, a análise da semana 1 conseguiu-se remover praticamente 100% de DBO após a filtragem, reafirmando a grande influência dos sólidos no tratamento aeróbio. O tratamento anaeróbio não apresentou valores de remoção como esse.

O OD medido nessa fase teve como média e desvio padrão valores $2,7 \pm 0,46$ mg/L. Assim as concentrações estão ideais para que as bactérias nitrificantes. Para as bactérias desnitrificantes, continuam com seu desenvolvimento prejudicado devido à alta concentração de OD. A Figura 50 apresenta o gráfico de OD durante essa fase.

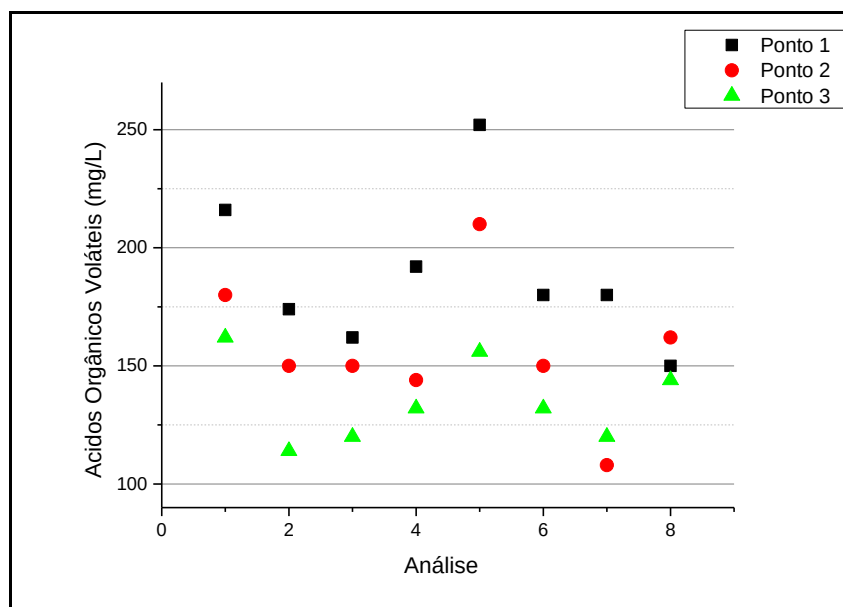
Figura 50- Gráfico de OD durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

5.3.6 Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV)

A Figura 51 apresenta as concentrações de AOV para seus respectivos pontos na Fase 1B. Do mesmo modo que na fase anterior, seus valores não indicaram problemas para os reatores. Assim os Pontos 1, 2 e 3 apresentaram valores de média e desvio padrão de $188,2 \pm 32,3$; $156,7 \pm 29,5$ e $135,0 \pm 17,6$ mg/L. O Ponto 3 foi o único que teve um aumento significativo em sua média, o qual passou de 126,5 para 135 mg/L. Os outros pontos tiveram médias similares.

Figura 51- Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 1B

Fonte: Elaboração do próprio autor

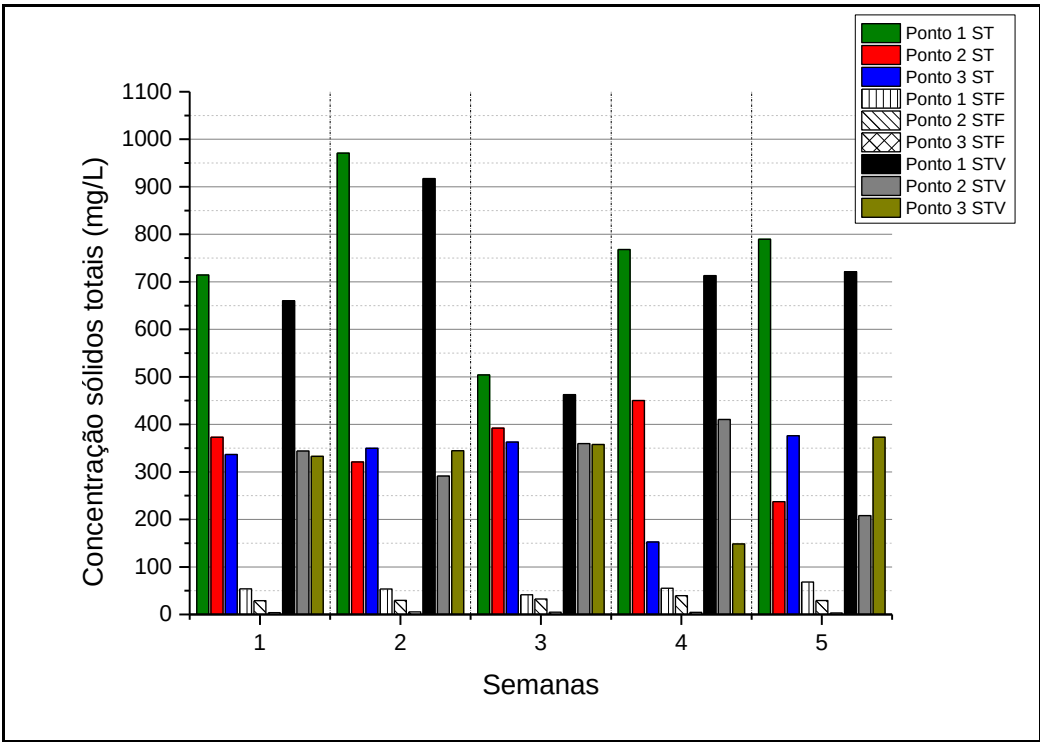
5.3.7 Série de sólidos

Mesmo com a diminuição do TDH e da vazão de ar, a Fase 1B não apresentou melhorias nos resultados em termos de produção de sólidos. A Figura 52 mostra a presença significativa de ST no Ponto 3 e desses quase totalmente STV. O ponto a ser destacado é a semana 4, pois na semana anterior foi realizado o descarte do lodo do RALFC, assim nessa semana a concentração de sólidos diminuiu pela metade.

Os valores de média e desvio padrão em termos de ST para os Pontos 1, 2 e 3 são de 749 ± 167 , 354 ± 80 e 315 ± 92 mg/L respectivamente. Para os STF os valores são $54,5 \pm 9,5$; $32,1 \pm 4,5$ e $4,3 \pm 0,86$ mg/L e para os STV tem-se 694 ± 162 , 322 ± 76 e 311 ± 92 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Esses valores demonstram um aumento na produção de ST no Ponto 3 nesta fase. Sua média passou de 203 mg/L para 315 mg/L, mas em comparação a média para o Ponto 2 passo de 369 mg/L para 354 mg/L, sendo assim a eficiência de remoção para o reator aeróbio diminuiu.

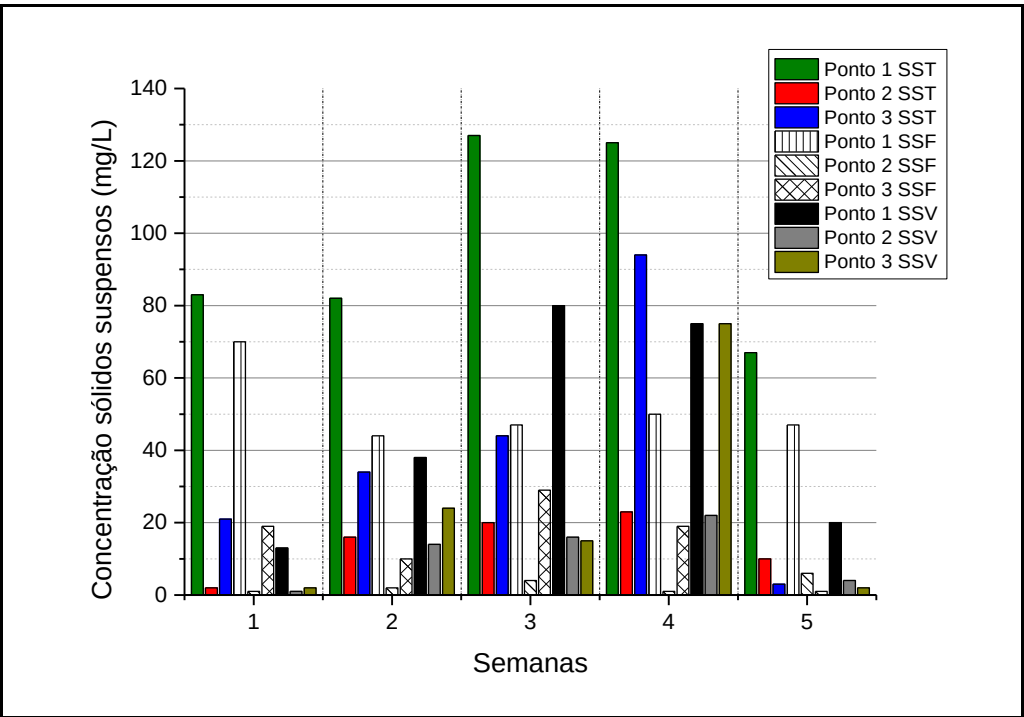
Na Figura 53 é apresentado o gráfico dos SST, SSF e SSV. Seguindo o mesmo padrão dos ST, os SST são predominados pelos SSV. Como valores de média e desvio padrão para SST nos Pontos 1, 2 e 3 tem-se 96 ± 27 , 14 ± 8 e 39 ± 34 mg/L respectivamente. Para os SSF os valores são de 51 ± 10 , 3 ± 2 e 15 ± 10 mg/L e para SSV se tem 45 ± 30 , 11 ± 8 e 23 ± 30 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3.

Figura 52- Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 53- Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 1B



Fonte: Elaboração do próprio autor

Os sólidos sedimentáveis tiveram valores de média e desvio padrão para os Pontos 2 e 3 de $0,18 \pm 0,24$ e $21,14 \pm 38,63$ mL/L. Do mesmo modo que todas as outras análises, o Ponto 3 teve sua concentração aumentada, a qual para os sólidos sedimentáveis passou de 12,1 para 21,1 mL/L.

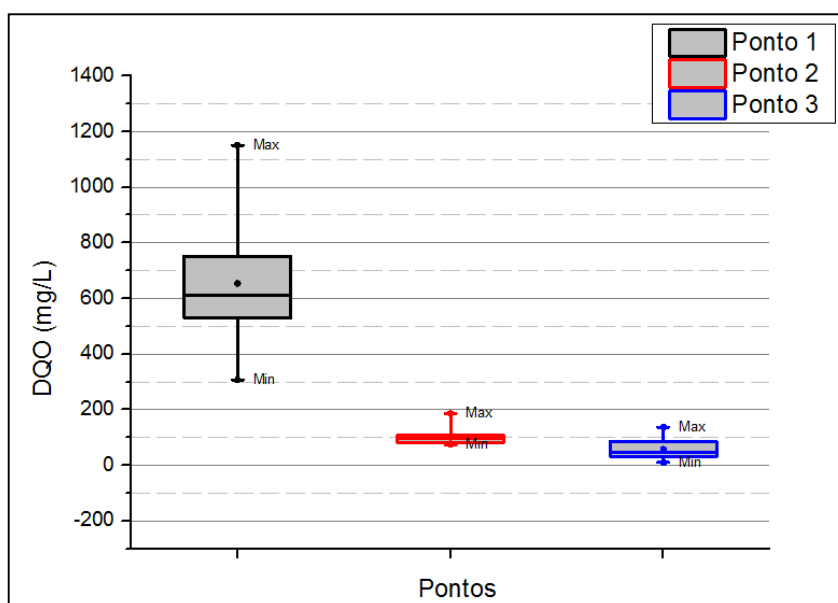
5.4 FASE 2A

5.4.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e DQO_{filtrada})

O box-plot da Figura 54 nos mostra os valores de DQO_{total} para esta fase. Pode-se notar um aumento na concentração de DQO para o Ponto 1 em relação as fases anteriores, assim o RUC recebeu uma maior carga poluente. Mesmo com esse aumento, foram obtidos bons valores de remoção de DQO.

O Ponto 2 teve uma pequena variação na sua concentração, encontrando a maior parte dos valores entre 80 e 110 mg/L. O Ponto 3 teve uma variação um pouco mais alta, mas as concentrações verificadas foram menores, variando a maior parte dos dados entre 30 e 90 mg/L. Nesta fase foi obtida uma remoção de carga orgânica carbonácea chegando a valores de até 90%.

Figura 54- Box-plot para DQO_{total} durante a Fase 2A

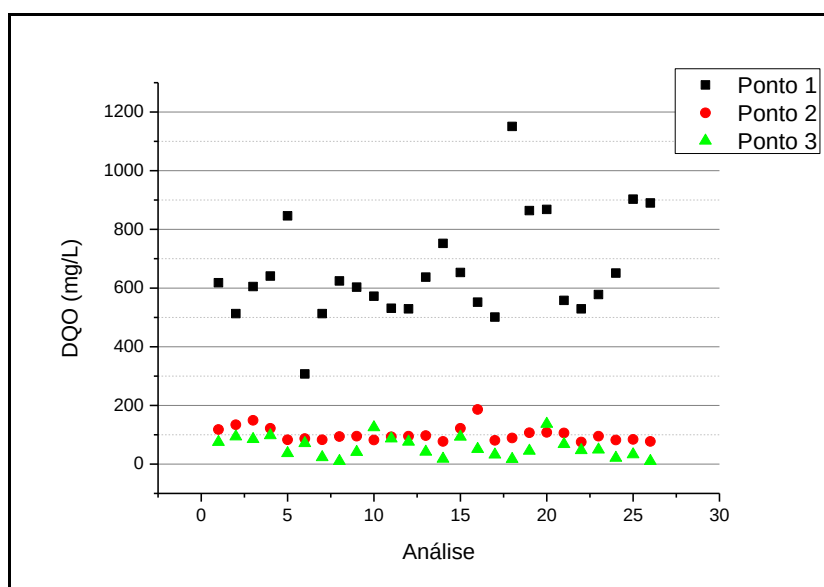


Fonte: Elaboração do próprio autor

O gráfico da Figura 55 apresenta as concentrações de DQO_{total} de acordo com as análises feitas durante esta fase. O Ponto 1 teve como média e desvio padrão de valores $653,4 \pm 175,6$ mg/L. Os Pontos 2 e 3 tiveram média e desvio padrão de $100,0 \pm 25,6$ e $57,1 \pm 34,9$ mg/L respectivamente. Tais valores comprovam a alta melhora na eficiência de remoção gerada pelo aumento do tempo de detenção hidráulica em ambos os reatores. Assim têm-se os valores de média e desvio padrão para eficiência de remoção, $90 \pm 6,4\%$ para todo o sistema e $43 \pm 33\%$ somente para o reator aeróbio.

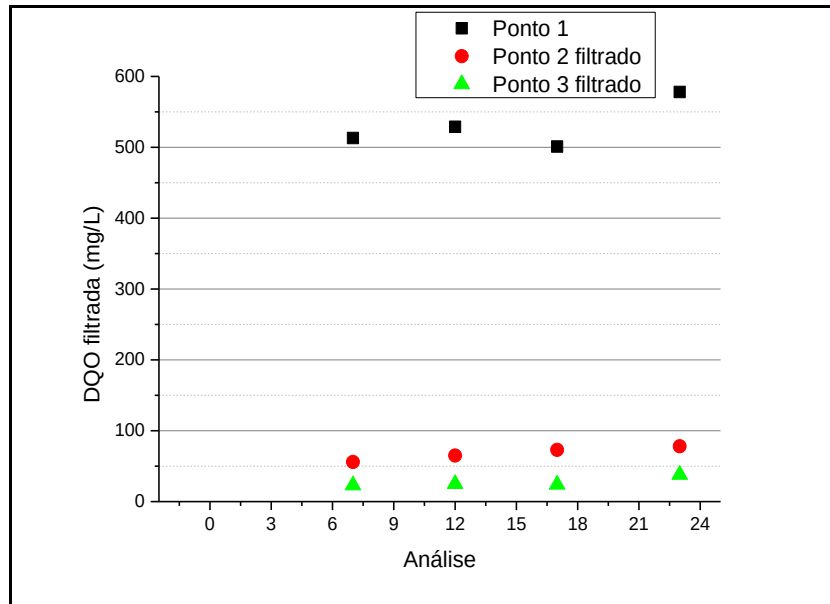
O RALFC teve um comportamento muito superior nesta fase. O fato de receber uma carga orgânica menor contribuiu para chegar a valores de até 98% de remoção.

Figura 55- Gráfico para DQO_{total} durante a Fase 2A



Fonte: Elaboração do próprio autor

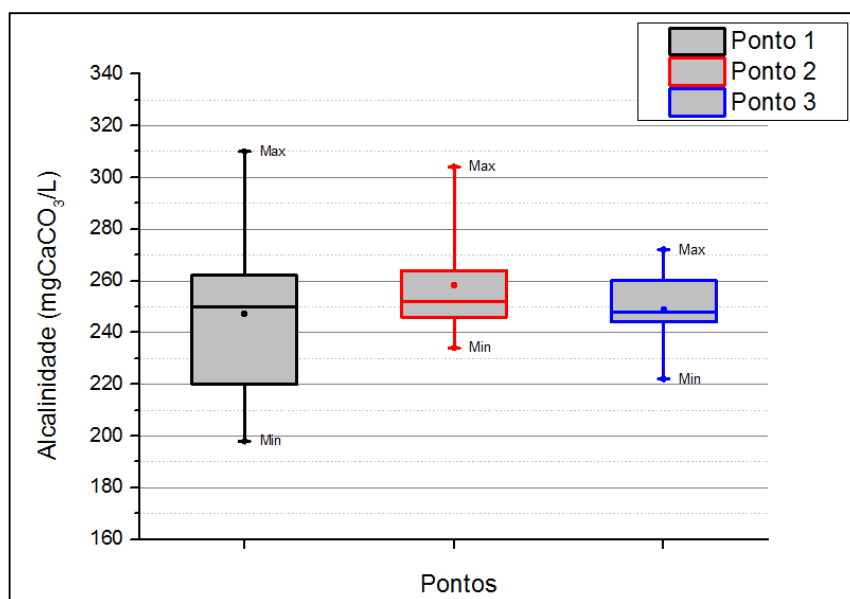
Essa diminuição também foi refletida nas concentrações de $DQO_{filtrada}$. O gráfico da Figura 56 demonstra esse fato. O Ponto 2 teve $68,0 \pm 9,6$ mg/L como valores de média e desvio padrão e o Ponto 3 apresentou valores de $27,5 \pm 7,0$ mg/L.

Figura 56- Gráfico para DQO_{filtrada} durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4.2 Alcalinidade

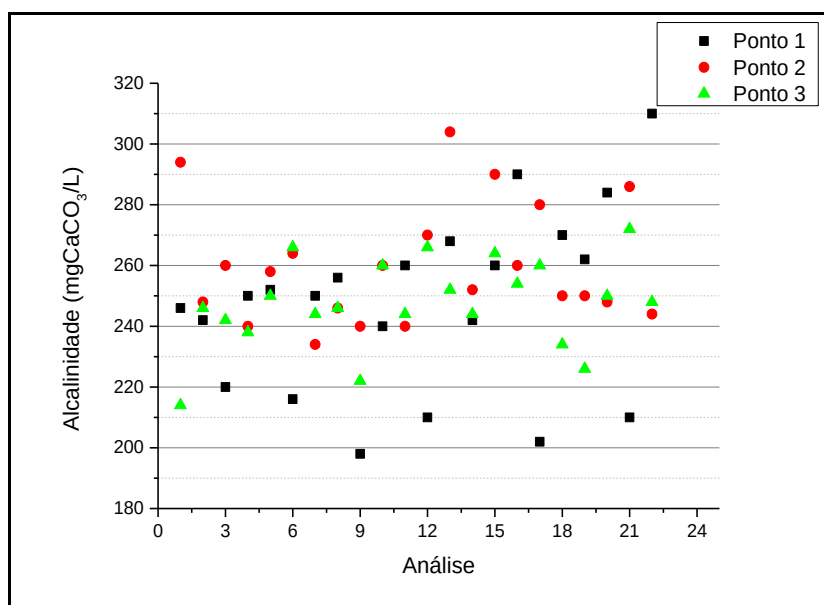
Para a alcalinidade tem-se o box-plot da Figura 57. A concentração mais alta no Ponto 2, não há consumo, indica que o reator anaeróbico está operando dentro da normalidade. Para o Ponto 3 é notório o consumo dessa, indicando novamente que, de acordo com as fases de remoção de nitrogênio está estagnado na nitrificação.

Figura 57- Box-plot para alcalinidade durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 58 mostra o gráfico de dispersão para alcalinidade durante a Fase 2A. É possível notar que existem certas análises onde o esgoto bruto apresentou baixas concentrações de alcalinidade. Os valores de média e desvio padrão são $247,2 \pm 29,1$; $259,9 \pm 19,6$ e $247,6 \pm 14,6$ mgCaCO₃/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Comparando com fase passada, o valor de média para o Ponto 1 teve um pequeno aumento, mas os Pontos 2 e 3 sofreram um aumento em sua média.

Figura 58- Gráfico para alcalinidade durante a Fase 2A

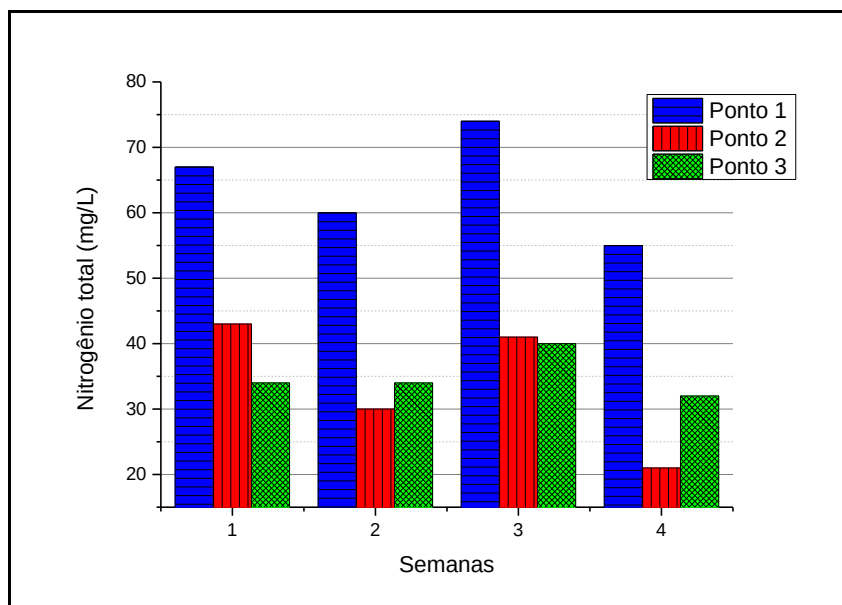


Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4.3 Nitrogênio total e fósforo total

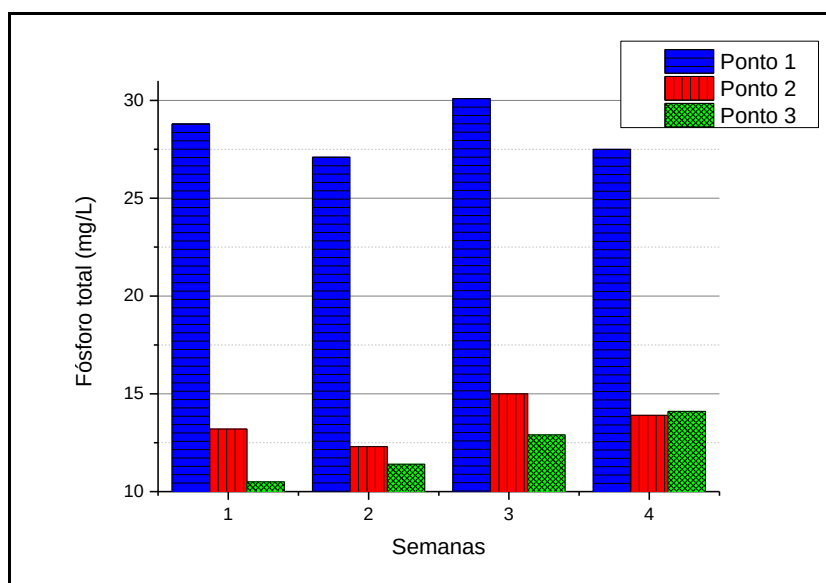
Mesmo com a boa remoção de DQO nessa fase, as concentrações finais de nitrogênio continuam não apresentando bons números. Observando a Figura 59 é possível observar que em algumas análises houve aumento na concentração de nitrogênio total no Ponto 3. Assim o processo continua apenas removendo o nitrogênio por meio da assimilação dos micro-organismos, durante a passagem pelo RUC.

Em termos de média e desvio padrão foram obtidos, para o Ponto 1, os valores de $64,0 \pm 8,3$ mg/L, para o Ponto 2 os valores são de $33,7 \pm 10,2$ mg/L e para o Ponto 3 foi obtido valores de $35,0 \pm 3,4$ mg/L. Mesmo com valor de média menor, o processo de tratamento aeróbio não contribuiu com esta diminuição, causada apenas pela qualidade do efluente recebido do RUC.

Figura 59- Gráfico para nitrogênio total durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 60 apresenta o gráfico com as concentrações de fósforo total. Têm-se como valores de média e desvio padrão para os Pontos 1, 2 e 3 de $28,4 \pm 1,3$; $13,6 \pm 1,1$ e $12,2 \pm 1,6$ mg/L respectivamente. Mesmo com a diminuição da vazão de ar, o RALFC não respondeu à esta variação em termos de remoção de fósforo. Assim os valores médios apresentam-se muito próximos aos valores da fase passada, não apresentando boa remoção.

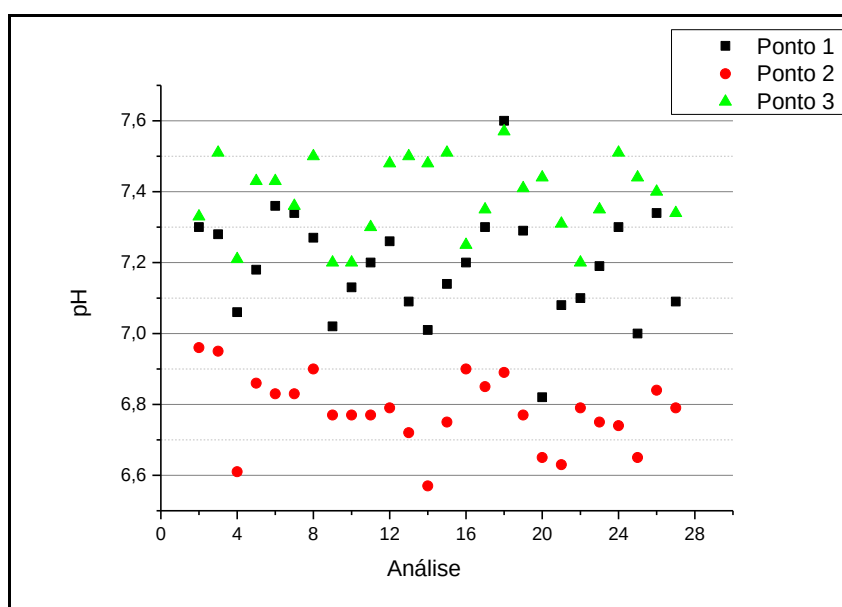
Figura 60- Gráfico para fósforo total durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4.4 Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura

Nessa fase o pH apresentou valores de média e desvio padrão de $7,19 \pm 0,15$; $6,78 \pm 0,10$ e $7,38 \pm 0,11$ para os Pontos 1, 2 e 3 respectivamente. Os quais continuam muito próximos aos valores das fases anteriores, não proporcionando maiores problemas para os reatores. É possível observar o gráfico de dispersão contendo os valores do pH durante essa fase na Figura 61.

Figura 61- Gráfico do pH durante a Fase 2A



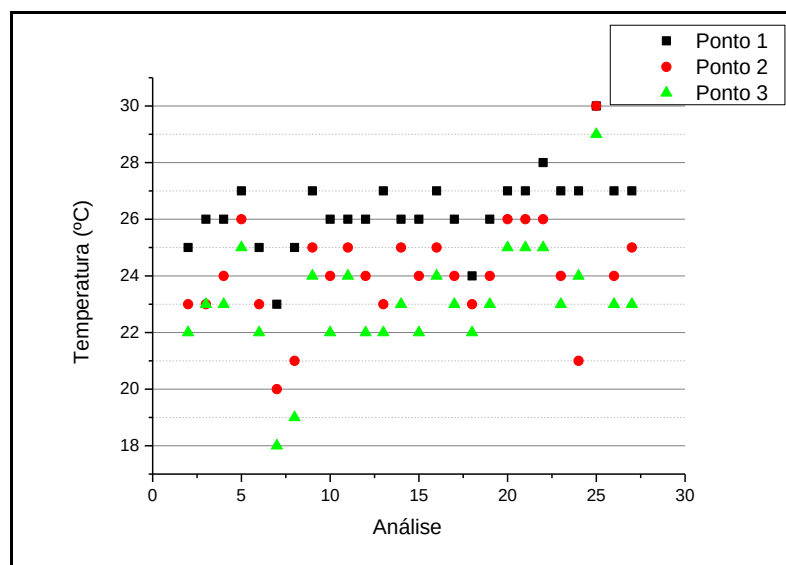
Fonte: Elaboração do próprio autor

A temperatura apresentou um aumento significativo, o qual pode ter contribuído com o aumento de remoção de DQO apresentado nesta fase. Para o Ponto 1 foi obtido como média e desvio padrão valores de $26,3 \pm 1,3$ °C, para o Ponto 2 os valores foram $24,1 \pm 1,9$ °C e para o Ponto 3 $23,0 \pm 2,0$ °C. Os valores obtidos com as análises podem ser visualizados na Figura 62. A mudança para uma estação climática mais quente foi responsável por esse aumento em seus valores médios. Os referidos valores estão na faixa de temperatura ótima para as bactérias nitrificantes de acordo com (RAMALHO, 1983; ABREU, 1994).

Segundo Judkins et al. (1992) citados por Isoldi (2005) a temperatura ótima para as bactérias nitrificantes é de 25 °C, mas a nitrificação pode ocorrer entre 5 e 45 °C, o que

também está de acordo com os valores encontrados neste estudo. Em temperaturas mais baixas, a taxa de reação diminui e pode até cessar a 5 °C, segundo (RAMALHO, 1983).

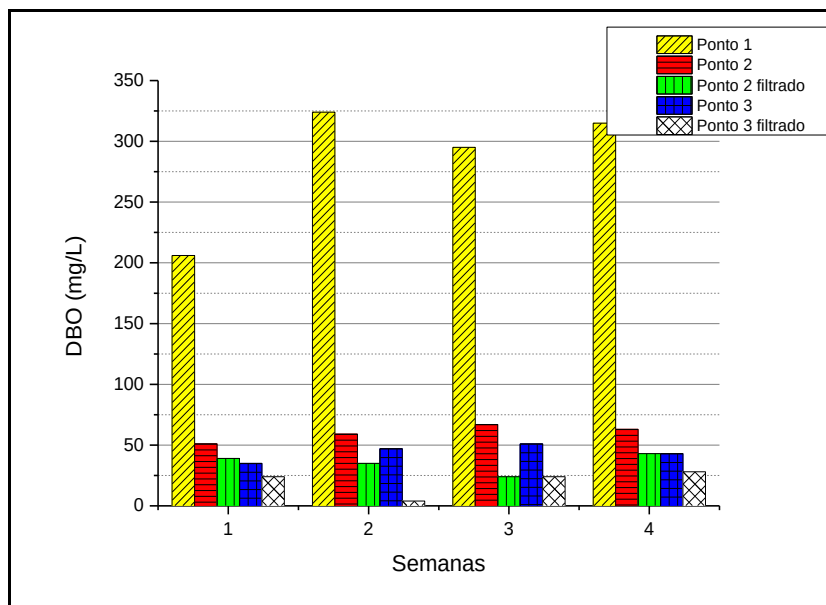
Figura 62- Gráfico para temperatura durante a Fase 2A



Fonte: Elaboração do próprio autor

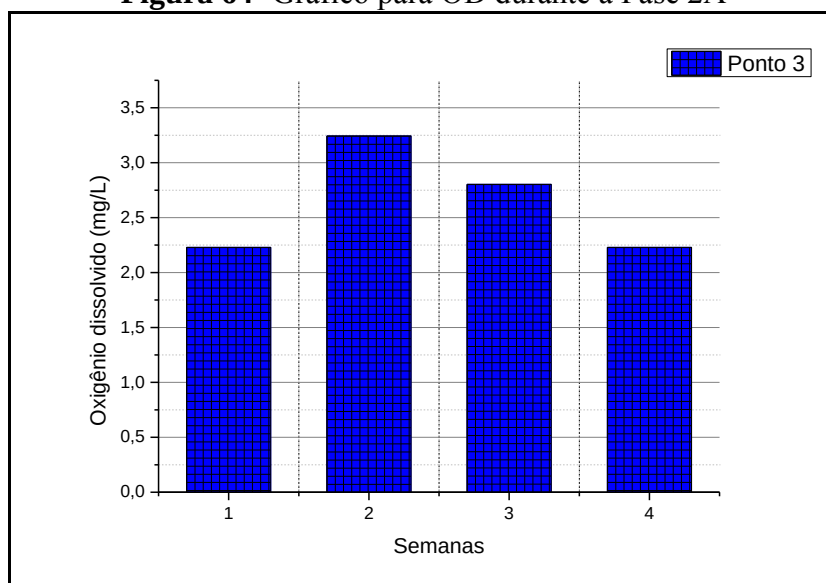
5.4.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD)

A DBO apresentou valores de média e desvio padrão de $285,8 \pm 54,0$ mg/L para o Ponto 1, $60,0 \pm 6,8$ e $44,0 \pm 6,8$ mg/L para os Pontos 2 e 2 filtrado e por fim $35,2 \pm 8,1$ e $20,0 \pm 10,8$ mg/L para os Pontos 3 e 3 filtrado respectivamente. Seguindo o mesmo padrão da DQO, mesmo com um aumento no Ponto 1, a DBO apresentou concentrações ligeiramente mais baixas para os demais pontos. A Figura 63 apresenta as concentrações medidas durante as análises.

Figura 63- Gráfico para DBO durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

O OD teve como média e desvio padrão valores $2,6 \pm 0,49$ mg/L. Mesmo com a diminuição da vazão de ar, as concentrações de OD tiveram uma pequena diminuição. Mesmo assim não são ideais para o desenvolvimento dos micro-organismos desnitrificante. A figura 64 apresenta o gráfico de OD durante essa fase.

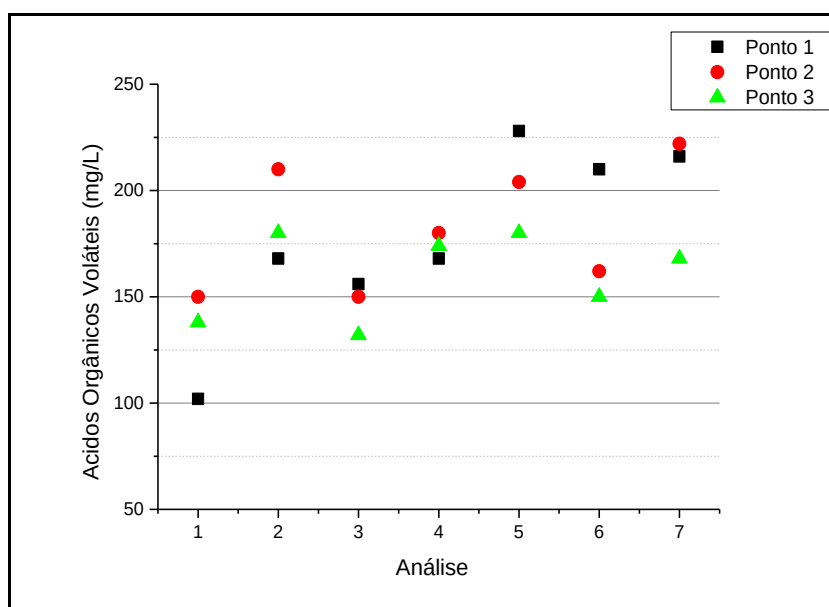
Figura 64- Gráfico para OD durante a Fase 2A

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4.6 Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV)

As concentrações de AOV são apresentadas na Figura 65. Os Pontos 1, 2 e 3 apresentaram valores de média e desvio padrão de $178,2 \pm 43,6$; $182,5 \pm 29,7$ e $160,3 \pm 20,1$ mg/L. Nessa fase foi observado uma elevação nos valores do Ponto 2 e também Ponto 3, mas o Ponto 1 teve uma média semelhante a anterior. Outro fato a ser ressaltado é o de que nos dias 4, 8, 15 e 28 a concentração de AOV foi maior no Ponto 2 do que no Ponto 1.

Figura 65- Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 2A



Fonte: Elaboração do próprio autor

5.4.7 Série de sólidos

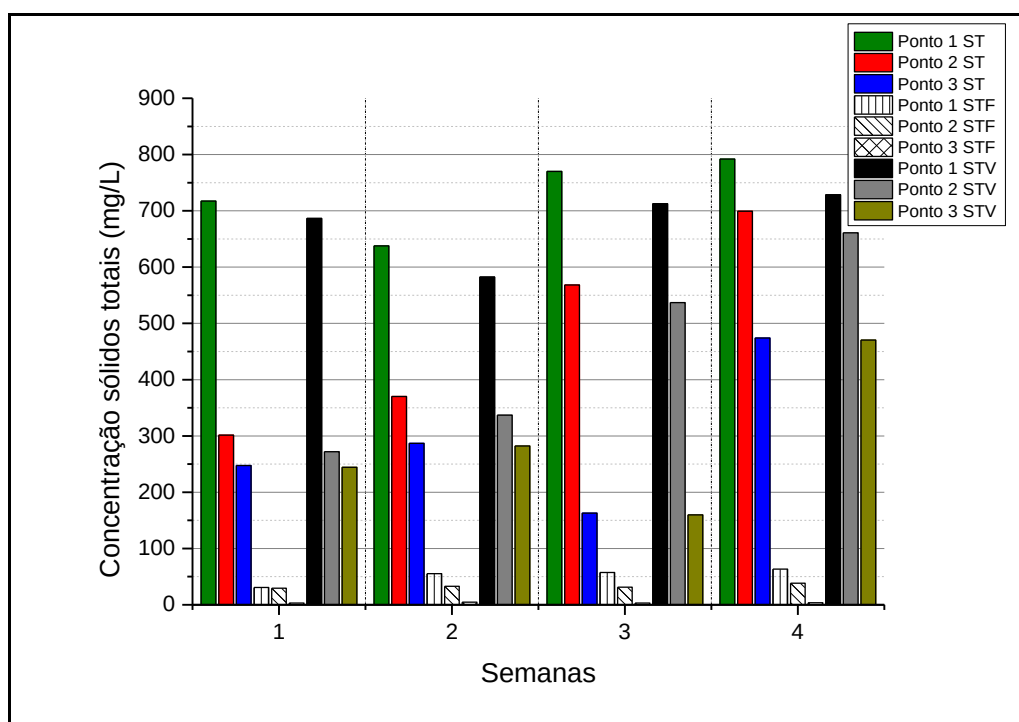
A Fase 2A teve seus parâmetros de operação ajustados, para que a produção de sólidos no reator aeróbio diminuísse. O gráfico da Figura 66 mostra que isso só foi possível após a semana 2. Na semana 1 foi feito um descarte de lodo no RALFC e em decorrência desse fato a produção de sólidos diminuiu significativamente comparado com a fase anterior, mas na análise da semana 4 os sólidos voltaram.

Os valores de média e desvio padrão em termos de ST para os Pontos 1, 2 e 3 são de 728 ± 68 , 484 ± 182 e 292 ± 131 mg/L respectivamente. Para os STF os valores são $51,7 \pm 14,3$; $33,0 \pm 3,8$ e $3,7 \pm 0,67$ mg/L e para os STV tem-se 677 ± 65 , 451 ± 179 e 289 ± 131 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Mesmo com o freqüente descarte do lodo

gerado pelo reator anaeróbio, o Ponto 3 ainda manteve uma média parecida com a fase anterior, destacando a semana 3, na qual obteve-se uma remoção total de 65% de ST.

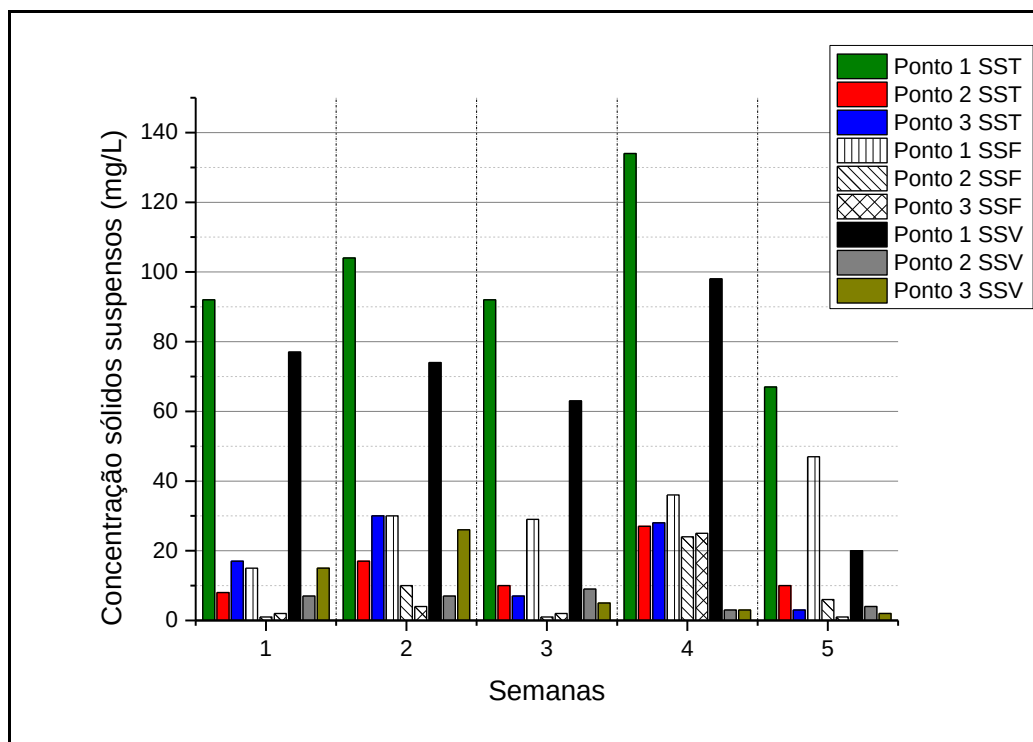
Na Figura 67 é apresentado o gráfico dos SST, SSF e SSV. Como valores de média e desvio padrão para SST nos Pontos 1, 2 e 3 se tem 105 ± 29 , 15 ± 8 e 20 ± 10 mg/L respectivamente. Para os SSF os valores são de 27 ± 8 , 9 ± 10 e 8 ± 11 mg/L e para SSV tem-se 78 ± 14 , 6 ± 2 e 12 ± 10 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Mesmo com a grande diferença entre os ST dessa fase e da anterior, os SST não se comportaram da mesma forma, mantendo médias próximas às passadas.

Figura 66- Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 2A



Fonte: Elaboração do próprio autor

Figura 67- Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 2A



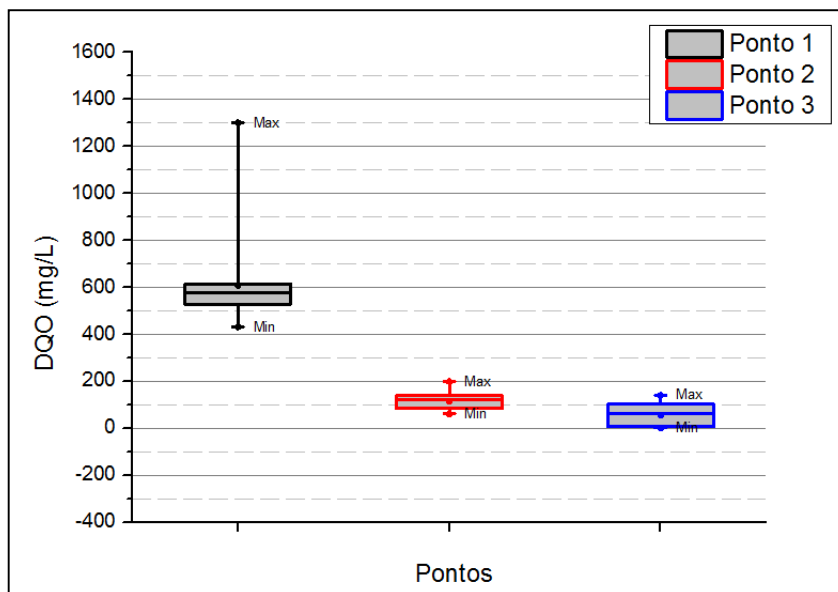
Fonte: Elaboração do próprio autor

Os sólidos sedimentáveis também tiveram concentrações menores nessa fase, principalmente no Ponto 3. Assim os valores de média e desvio padrão para os Pontos 2 e 3 são $0,03 \pm 0,02$ e $3,06 \pm 3,7$ mL/L respectivamente.

5.5 FASE 2B

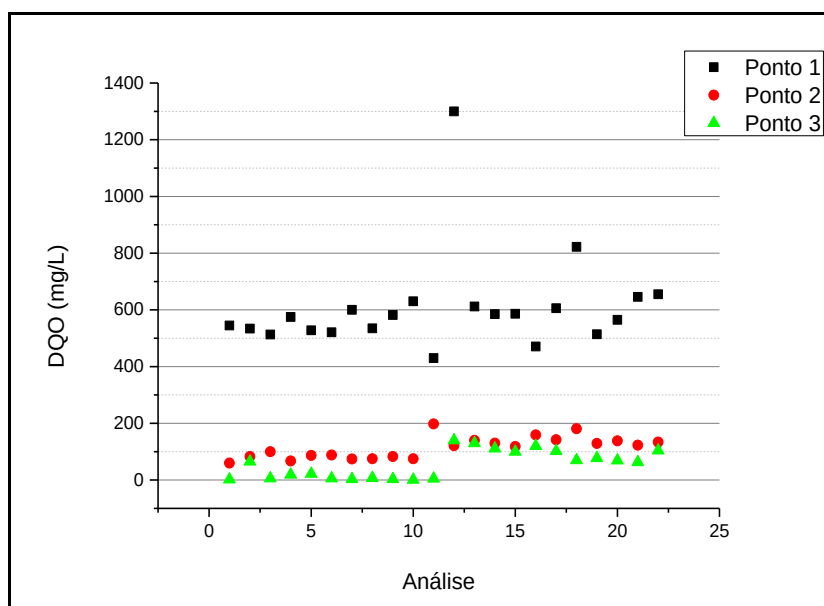
5.5.1 Demanda Química de Oxigênio (DQO_{total} e $DQO_{filtrada}$)

A Figura 68 apresenta o box-plot de DQO_{total} . O gráfico se mostra semelhante ao da fase anterior. É possível notar que o quartil inferior no Ponto 3 encontra-se muito próximo a concentração de 0 mg/L, este dado demonstra o bom desempenho do RALFC e o RUC para remoção de DQO nessa fase.

Figura 68- Box-plot para DQO_{total} durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

O gráfico da Figura 69 apresenta as concentrações de DQO_{total} . O Ponto 1 teve como média e desvio padrão, valores de $607,0 \pm 173,3$ mg/L. Os Pontos 2 e 3 tiveram média e desvio padrão de $113,0 \pm 37,7$ e $55,7 \pm 49,3$ mg/L respectivamente. Esses valores mantiveram a melhora na eficiência de remoção gerada pelo aumento do tempo de detenção hidráulica em ambos os reatores. Assim se teve os valores de média e desvio padrão para eficiência de remoção, $91 \pm 8\%$ para todo o sistema e $55 \pm 36\%$ somente para o reator aeróbio.

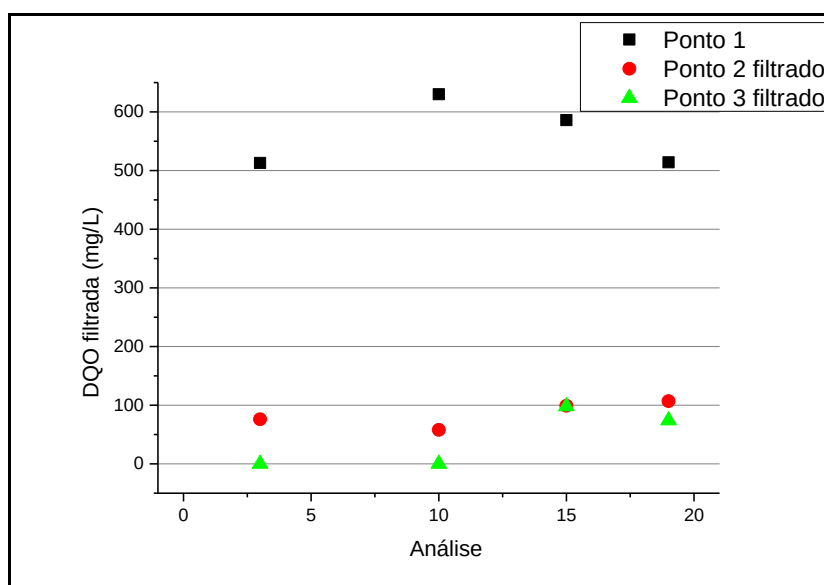
Figura 69- Gráfico para DQO_{total} durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

O RALFC continuou com um bom comportamento, sendo nessa fase superior a fase passada. Foi obtido um grande número de análises com concentrações finais menores que 10 mg/L. Assim o RALFC chegou a remover mais de 90% da matéria orgânica carbonácea em muitas análises.

Para $DQO_{filtrada}$ se teve baixas concentrações nas primeiras análises e nas ultimas altos valores, este fato fez com que fossem obtidas médias com concentrações maiores que na fase passada, podendo ser visualizado na Figura 70. O Ponto 2 teve $85,0 \pm 22,3$ mg/L como valores de média e desvio padrão e o Ponto 3 apresentou valores de $43,0 \pm 50,0$ mg/L, desvio padrão alto no Ponto 3 também comprova a afirmação do primeiro parágrafo.

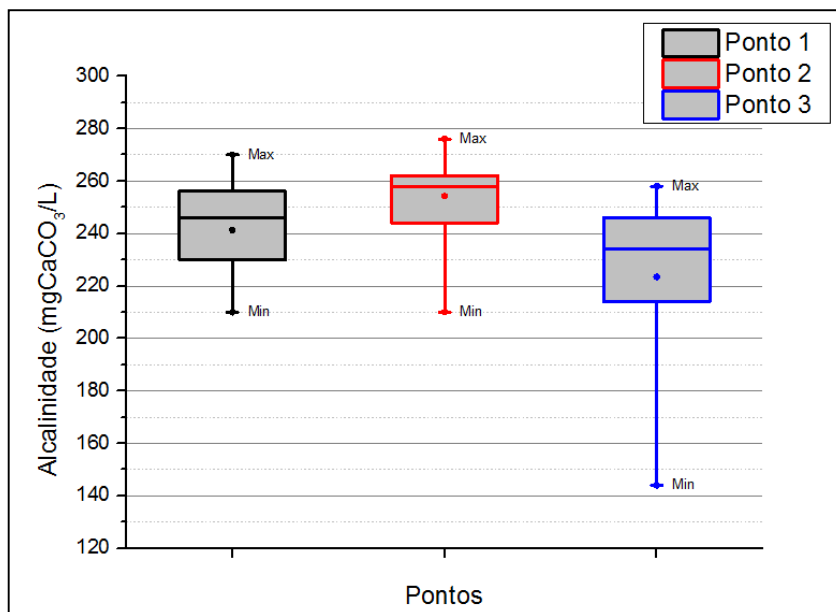
Figura 70- Gráfico de $DQO_{filtrada}$ durante a Fase 2B



Fonte: Elaboração do próprio autor

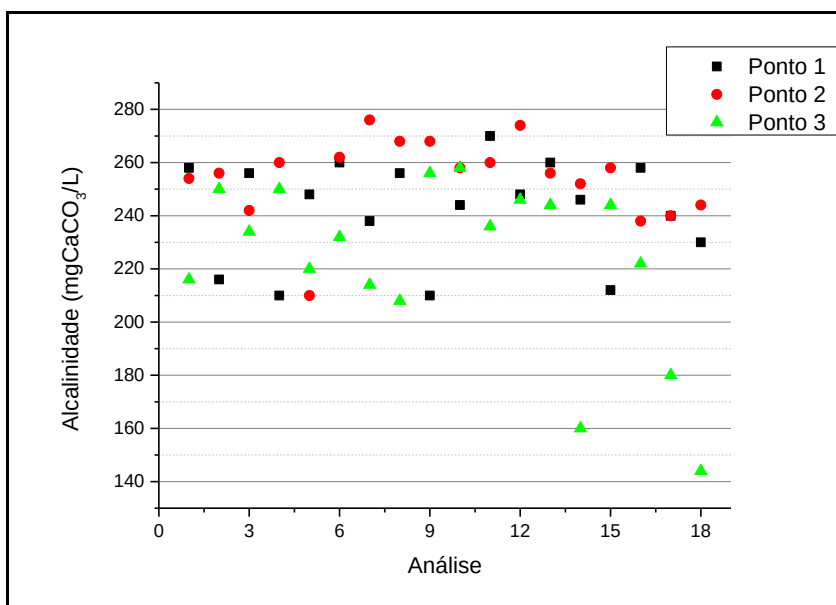
5.5.2 Alcalinidade

A Figura 71 apresenta o box-plot para a alcalinidade com valores muito semelhantes a fase anterior. O Ponto 2 continua a apresentar a concentração mais alta e o Ponto 3 apresentou novamente um consumo de alcalinidade, indicando a deficiência na fase de desnitrificação.

Figura 71- Box-plot para alcalinidade durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

A Figura 72 mostra o gráfico de dispersão, o qual apresentou valores de média e desvio padrão são $242,2 \pm 19,1$; $254,2 \pm 15,5$ e $223,0 \pm 32,5$ mgCaCO₃/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3. Os valores de média apresentados continuam próximos aos da fase anterior. Assim a alcalinidade apresentou valores que estão dentro do normal para os reatores.

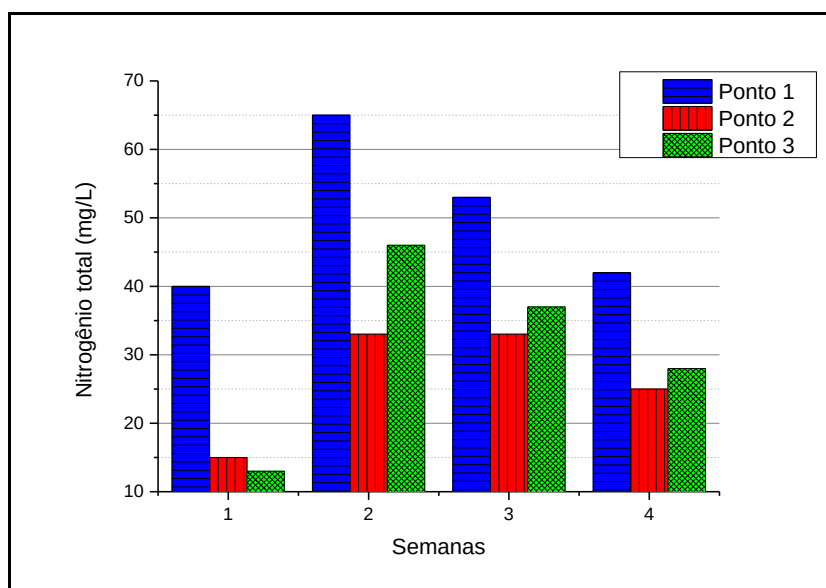
Figura 72- Gráfico para alcalinidade durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.5.3 Nitrogênio total e fósforo total

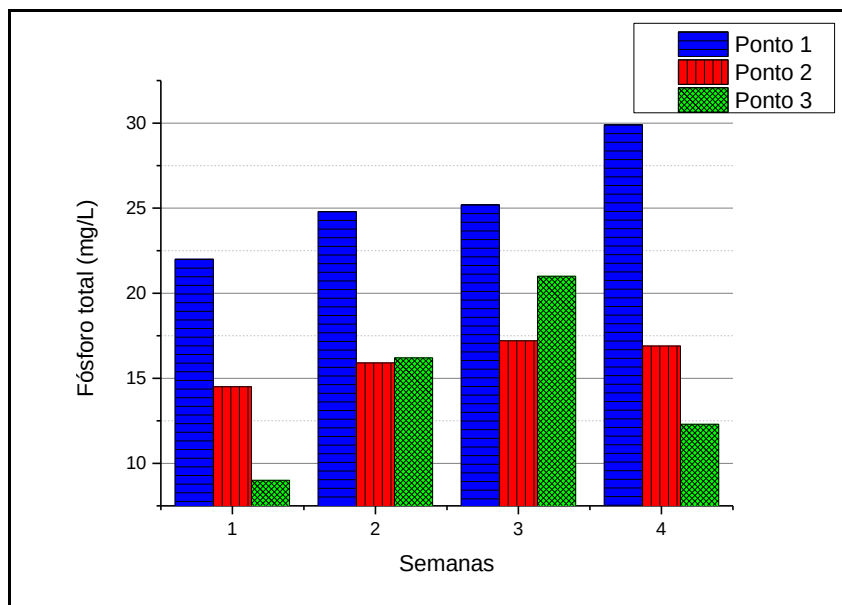
Da mesma maneira que ocorreu na Fase 2A, pode ser observado na Figura 73 que as concentrações de nitrogênio no Ponto 3 aumentaram. Salvo a análise da semana 1, a qual obteve uma boa remoção de nitrogênio, tendo uma concentração final de 13 mg/L. Mesmo com essa baixa concentração final, a maior parte foi removida pelo RUC.

Figura 73- Gráfico para nitrogênio durante a Fase 2B



Fonte: Elaboração do próprio autor

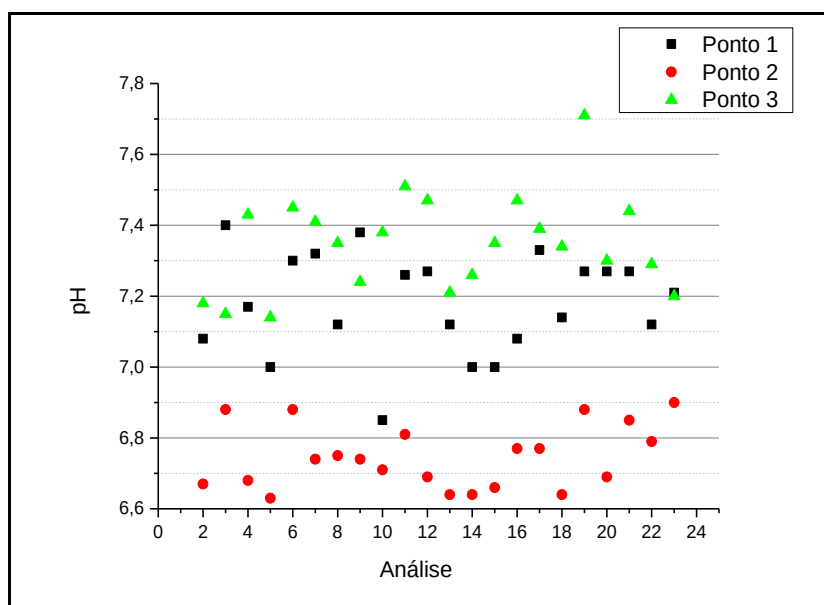
A Figura 74 apresenta o gráfico com as concentrações de fósforo total. Foi obtido como valores de média e desvio padrão para os Pontos 1, 2 e 3 de $25,3 \pm 3,2$; $16,1 \pm 1,2$ e $14,6 \pm 5,1$ mg/L respectivamente. Semelhante ao nitrogênio, a semana 1 apresentou bons valores de remoção de fósforo total, chegando a uma concentração final de 9 mg/L, mesmo assim nas outras semanas o reator aeróbio não removeu ou removeu uma baixa porcentagem de fósforo.

Figura 74- Gráfico para fósforo total durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.5.4 Potencial hidrogeniônico (pH) e temperatura

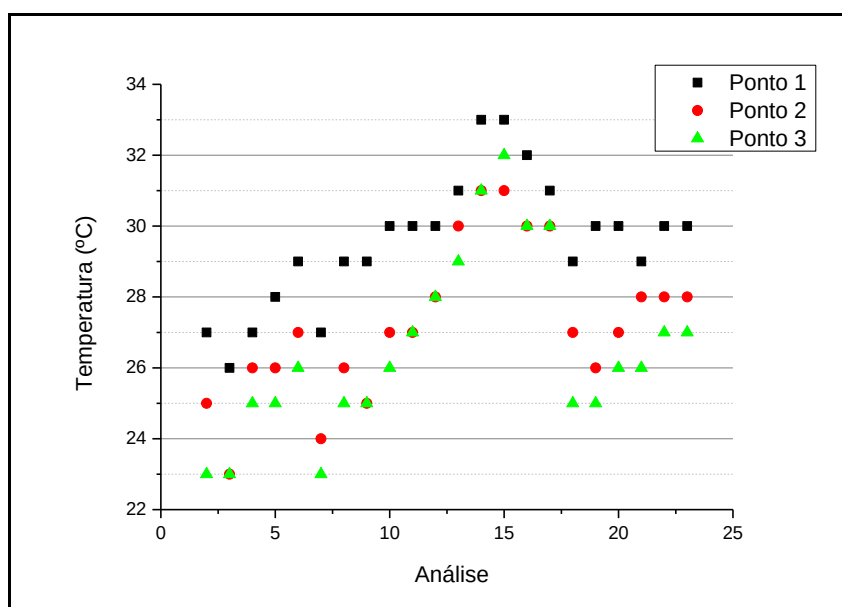
Nessa fase o pH apresentou valores de média e desvio padrão de $7,18 \pm 0,14$; $6,74 \pm 0,08$ e $7,34 \pm 0,13$ para os Pontos 1, 2 e 3 respectivamente. Os quais continuam muito próximos aos valores das fases anteriores. É possível observar o gráfico de dispersão contendo os valores do pH durante essa fase na Figura 75.

Figura 75- Gráfico do pH durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

A temperatura para o Ponto 1 teve como média e desvio padrão valores de $29,5 \pm 1,8$ °C, para o Ponto 2 os valores foram $27,3 \pm 2,1$ °C e para o Ponto 3 $26,5 \pm 2,5$ °C. Os valores obtidos com as análises podem ser visualizados na Figura 76. Essa fase foi responsável por apresentar as maiores médias de temperatura. Nela é possível observar um grande pico de temperatura, próximo à análise 15. Esta alta temperatura pode ter prejudicado o tratamento nesse período, visto que se teve deficiência no tratamento, quando observamos os outros parâmetros nessa mesma época.

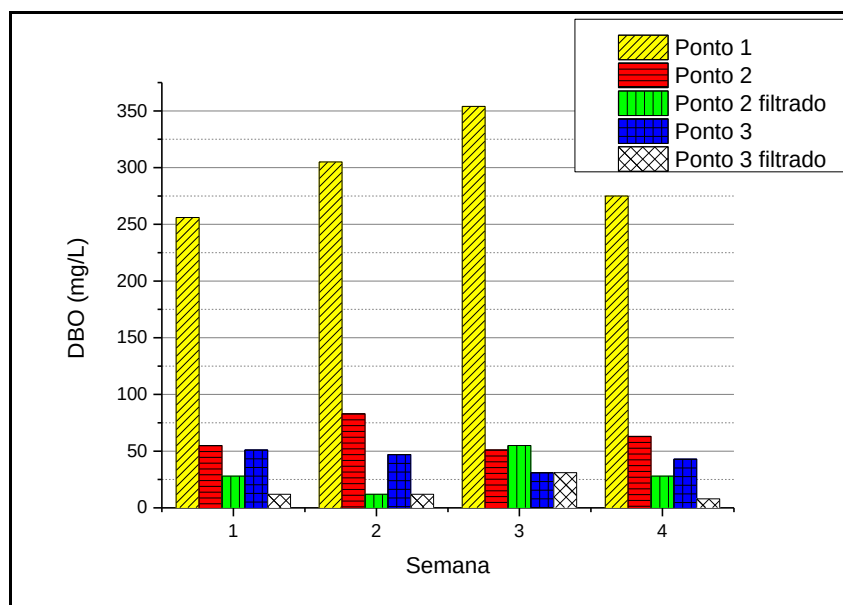
Figura 76- Gráfico para temperatura durante a Fase 2B



Fonte: Elaboração do próprio autor

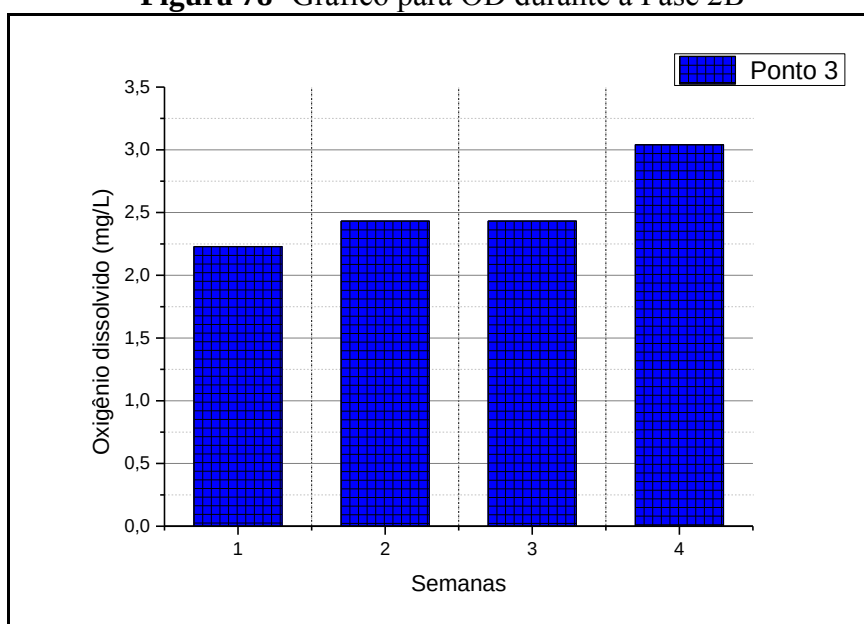
5.5.5 Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) e Oxigênio Dissolvido (OD)

A DBO apresentou valores de média e desvio padrão de $297,5 \pm 42,7$ mg/L para o Ponto 1, $63,0 \pm 14,2$ e $43,0 \pm 8,6$ mg/L para os Pontos 2 e 2 filtrado e por fim $30,7 \pm 17,8$ e $15,7 \pm 10,3$ mg/L para os Pontos 3 e 3 filtrado respectivamente. Os valores de média foram próximo aos da Fase 2A, indicando que as alterações nos parâmetros de operação tiveram pouca influência nos reatores. Mesmo assim essas concentrações foram baixas, podendo ser observadas na Figura 77.

Figura 77- Gráfico para DBO durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

O oxigênio dissolvido teve como média e desvio padrão valores $2,5 \pm 0,35$ mg/L. Esses valores foram próximo aos da fase anterior, apresentando os mesmos problemas que ocorreram em todas as fases do tratamento. O gráfico 78 apresenta os valores de OD durante essa fase.

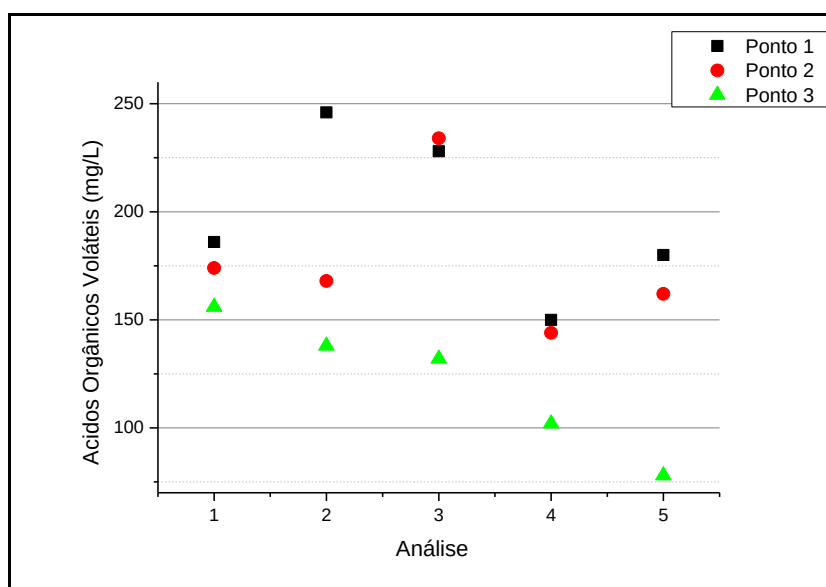
Figura 78- Gráfico para OD durante a Fase 2B

Fonte: Elaboração do próprio autor

5.5.6 Ácidos Orgânicos Voláteis (AOV)

As concentrações de AOV estão na Figura 79. Os Pontos 1, 2 e 3 apresentaram valores de média e desvio padrão de $198,0 \pm 38,6$; $176,4 \pm 34,1$ e $121,2 \pm 31,0$ mg/L. As concentrações no Ponto 2 voltaram ao normal, as quais estavam elevadas na fase passada, mas sempre com valores abaixo do Ponto 1. O Ponto 3 teve um notável diminuição em suas concentrações, principalmente no último dia de análise.

Figura 79- Gráfico para ácidos orgânicos voláteis durante a Fase 2B



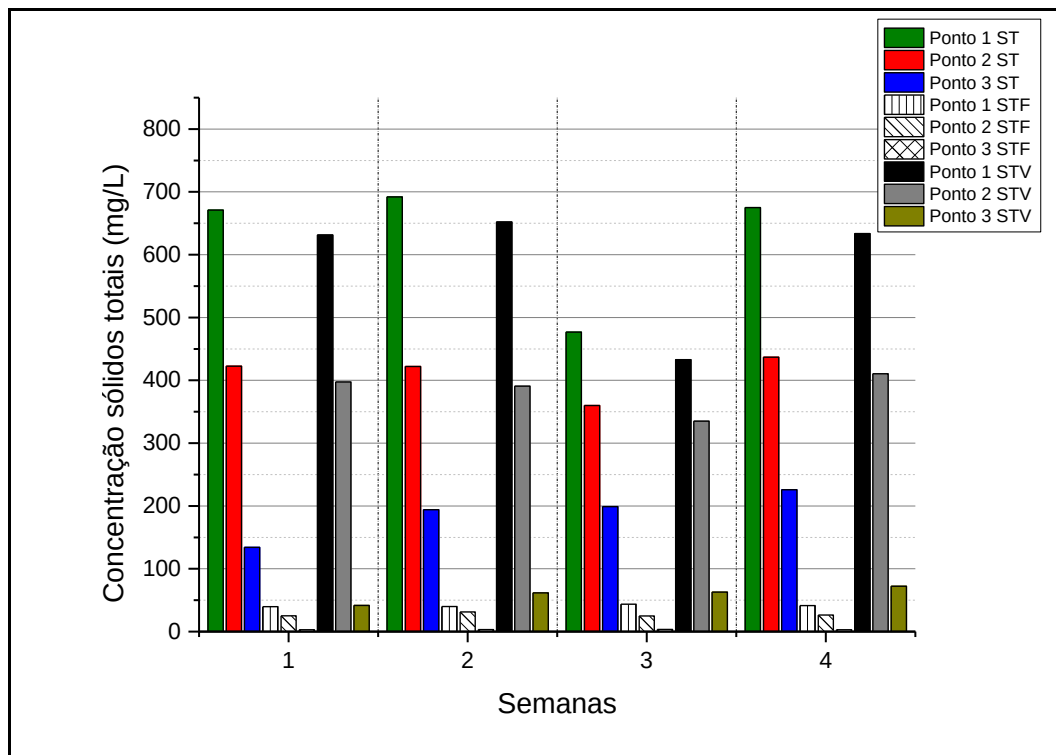
Fonte: Elaboração do próprio autor

5.5.7 Série de sólidos

A Figura 80 mostra que os ajustes nos parâmetros de operação no RALFC foram efetivos. A produção de sólidos continuou baixa ou muito pequena. Visto que os valores caíram de 300 mg/L aproximadamente, para 190 mg/L. Outro fator importante nesta fase foi o descarte de lodo feito de 15 em 15 dias, o qual também contribuiu com a redução destes valores.

Tem-se então como valores em termos de ST para os Pontos 1, 2 e 3 de 628 ± 101 , 410 ± 34 e 188 ± 38 mg/L respectivamente. Para os STF os valores são $41,1 \pm 1,8$; $27 \pm 2,9$ e $3,2 \pm 0,2$ mg/L e para os STV tem-se 587 ± 103 , 383 ± 33 e 185 ± 38 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3.

Figura 80- Gráfico para sólidos totais, sólidos totais voláteis e sólidos totais fixos durante a Fase 2B

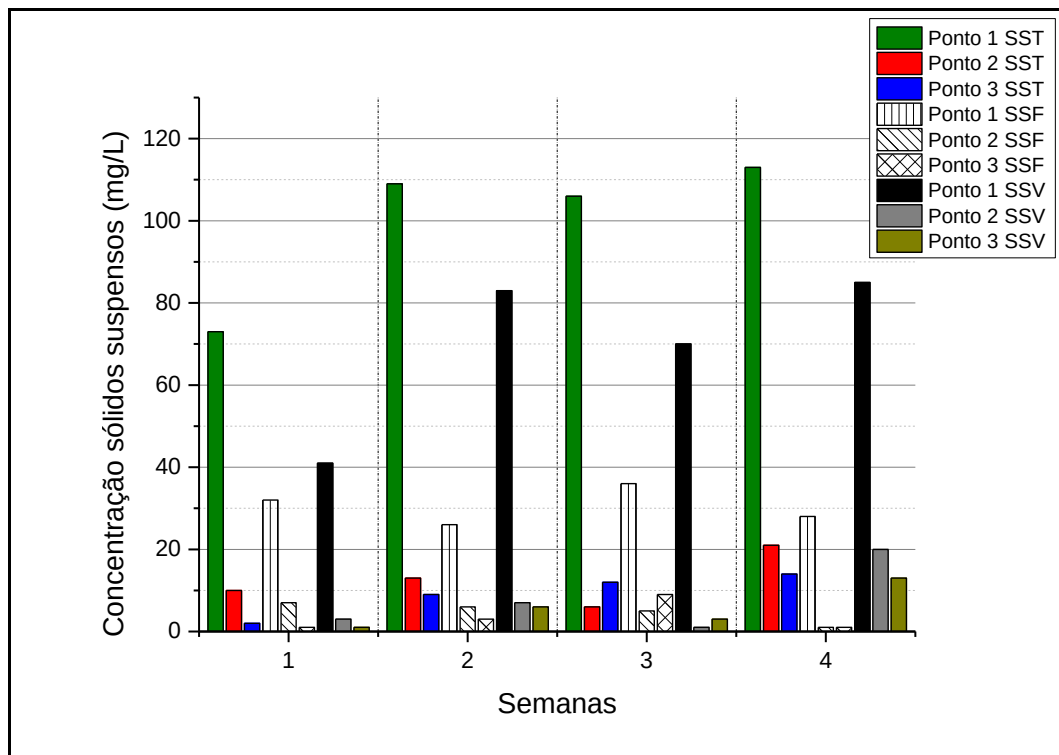


Fonte: Elaboração do próprio autor

Na Figura 81 é apresentado o gráfico dos SST, SSF e SSV. Como valores de média e desvio padrão para SST nos Pontos 1, 2 e 3 se tem 100 ± 18 , 12 ± 6 e 9 ± 5 mg/L respectivamente. Para os SSF os valores são de 30 ± 4 , 4 ± 2 e 3 ± 3 mg/L e para SSV foram obtidos valores de 69 ± 20 , 8 ± 8 e 5 ± 5 mg/L respectivamente para os Pontos 1, 2 e 3.

Os sólidos sedimentáveis tiveram concentrações menores nessa fase, chegando a valores praticamente nulos. Assim os valores de média e desvio padrão para os Pontos 2 e 3 são $0,01 \pm 0,01$ e $0,35 \pm 0,7$ mL/L respectivamente.

Figura 81- Gráfico para sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, Sólidos suspensos voláteis durante a Fase 2B



Fonte: Elaboração do próprio autor

6 DISCUSSÃO FINAL

Para facilitar a comparação entre as fases de tratamento de toda a pesquisa esse tópico foi criado, utilizando tabelas contendo cada parâmetro analisado e suas respectivas médias e desvio padrão. Os dados utilizados para a confecção das tabelas estão apresentados em seus respectivos apêndices.

6.1 DQO E DQO_{FILTRADA}

A Tabela 2 contém os valores de média e desvio padrão para DQO e DQO_{filtrada} durante toda a pesquisa, assim é possível verificar com maior facilidade qual fase teve melhor ou pior desempenho. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice A.

Para esses parâmetros as fases 2A e 2B tiveram as menores médias. Assim essas fases foram consideradas as quais tiveram melhor desempenho. No entanto a fase 2A destaca-se por apresentar valores menores de desvio padrão e média de DQO_{filtrada}, ao comparar com as demais fases.

Tabela 2- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de DQO e DQO_{filtrada} durante a pesquisa

Fases da pesquisa		DQO (mg/L)			DQO _{filtrada} (mg/L)	
		P1	P2	P3	P2	P3
Fase 1A	Média	633	180	156	125	69
	Desvio Padrão	172	64	61	21	25
Fase 1B	Média	581	152	118	113	86
	Desvio Padrão	76	29	33	16	17
Fase 2A	Média	653	100	57	68	27
	Desvio Padrão	175	25	34	9	7
Fase 2B	Média	607	113	55	85	43
	Desvio Padrão	173	37	49	22	50

Fonte: Elaboração do próprio autor

6.2 ALCALINIDADE

A Tabela 3 apresenta os dados de média e desvio padrão de toda a pesquisa para a alcalinidade. É possível observar que os valores não apresentaram mudanças bruscas, assim esse parâmetro sempre esteve dentro da normalidade para o RUC e para o RALFC. Pode ser destacado o consumo gerado na passagem pelo Ponto 3, indicando a ocorrência da nitrificação. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice B.

Tabela 3- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de alcalinidade durante a pesquisa

Fases da pesquisa		Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)		
		P1	P2	P3
Fase 1A	Média	266	247	220
	Desvio Padrão	87	63	65
Fase 1B	Média	251	231	205
	Desvio Padrão	31	16	26
Fase 2A	Média	247	259	247
	Desvio Padrão	29	19	14
Fase 2B	Média	242	254	223
	Desvio Padrão	19	15	32

Fonte: Elaboração do próprio autor

6.3 NITROGÊNIO TOTAL E FÓSFORO TOTAL

A Tabela 4 apresenta os valores de média e desvio padrão obtidos durante todo o projeto de pesquisa. Os dados utilizados para as médias e desvio padrão se encontram no apêndice C. É possível observar que os valores de média no Ponto 3 para nitrogênio foram diminuindo com o passar das fases de projeto, mas mesmo com esta diminuição não foram inferiores ao valores apresentados pelo Ponto 2, indicando uma baixa ou nula desnitrificação.

Segundo Cybis (2001) reatores anaeróbios apresentam sulfetos como inibidores de nitrificação em quaisquer concentrações. Em função do afluente ao RALFC originarem-se no RUC, é razoável se supor que os mesmos contenham sulfeto. Tais fatos levam a concluir que possivelmente o processo de nitrificação pode ter sido inibido pela presença de sulfetos.

Tabela 4- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de nitrogênio total e fósforo total durante a pesquisa

Fases da pesquisa		Nitrogênio total (mg/L)			Fósforo total (mg/L)		
		P1	P2	P3	P1	P2	P3
Fase 1A	Média	85	57	50	36	16	16
	Desvio Padrão	9	17	17	21	2	2
Fase 1B	Média	77	45	43	31	15	15
	Desvio Padrão	6	2	6	5	1	2
Fase 2A	Média	64	33	35	28	13	12
	Desvio Padrão	8	10	3	1	1	1
Fase 2B	Média	50	26	31	25	16	14
	Desvio Padrão	11	8	14	3	1	5

Fonte: Elaboração do próprio autor

Outro fator, explicado por Liu et al. (2010), é que em altas concentrações de oxigênio dissolvido, bactérias facultativas desnitrificadoras usam o oxigênio livre como receptor de elétrons, ao invés do nitrato. Fato que pode ser comprovado ao analisar as médias de OD na Tabela 6, as quais mostram a alta concentração de OD durante a pesquisa.

Para o fósforo no Ponto 3 os valores foram semelhantes durante todas as fases, apenas com pequenas variações, e também semelhantes aos valores do Ponto 2. Sendo assim a maior parte da remoção de ambas as cargas orgânicas foram realizadas durante a passagem pelo reator anaeróbio.

De acordo com Henze (1997), o processo de remoção do fósforo é o mais complexo dos processos biológicos e necessita controle severo na parte operacional. Além da disponibilidade de uma fonte carbono facilmente degradável, o nitrato é o principal problema. Caso haja nitrato no esgoto afluente, na etapa anaeróbia, haverá redução de eficiência do

processo. Dessa forma, a nitrificação deve ser evitada ou acompanhada de uma eficiente desnitrificação. Assim como não foi possível realizar a desnitrificação durante a pesquisa a remoção biológica do fósforo não apresentou bons resultados.

6.4 pH E TEMPERATURA

A Tabela 5 apresenta os dados resumidos de pH e temperatura. Para o pH os valores estão próximo de acordo com suas fases, assim destaca-se o Ponto 2 por apresentar um pH pouco mais ácido que os demais pontos. Para temperatura é possível observar um aumento com a passagem das fases, esse aumento ocorre porque as últimas fases foram realizadas em uma estação sazonal mais quente. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice B.

Tabela 5- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de pH e temperatura durante a pesquisa

Fases da pesquisa		pH			Temperatura (°C)		
		P1	P2	P3	P1	P2	P3
Fase 1A	Média	7,32	6,92	7,32	21,7	19,7	19,3
	Desvio Padrão	0,16	0,07	0,10	1,4	2,1	2,3
Fase 1B	Média	7,29	6,86	7,35	22,1	20,0	19,1
	Desvio Padrão	0,20	0,09	0,12	0,8	1,2	1,4
Fase 2A	Média	7,19	6,78	7,39	26,3	24,2	23,1
	Desvio Padrão	0,16	0,10	0,11	1,3	2,0	2,0
Fase 2B	Média	7,18	6,75	7,35	29,5	27,3	26,5
	Desvio Padrão	0,14	0,09	0,14	1,8	2,2	2,5

Fonte: Elaboração do próprio autor

6.5 DBO e OD

A Tabela 6 apresenta os dados de DBO e OD resumidos de toda a pesquisa. A remoção de DBO foi satisfatória, principalmente a filtrada. E de acordo com as alterações impostas pelas fases da pesquisa, essa remoção melhorou. A média de oxigênio dissolvido

também diminuiu com o passar da pesquisa fato que também pode ser atribuído a alteração dos parâmetros de pesquisa. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice D.

Tabela 6- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de demanda bioquímica de oxigênio e oxigênio dissolvido durante a pesquisa

Fases da pesquisa		DBO (mg/L)					OD (mg/L)
		P1	P2	P2 _{filt}	P3	P3 _{filt}	P3
Fase 1A	Média	237	85	55	56	24	3,04
	Desvio Padrão	62	19	15	18	14	0,50
Fase 1B	Média	254	69	42	47	22	2,73
	Desvio Padrão	49	9	12	28	15	0,47
Fase 2A	Média	285	60	44	35	20	2,63
	Desvio Padrão	54	7	7	8	11	0,49
Fase 2B	Média	298	63	43	31	16	2,53
	Desvio Padrão	43	14	9	18	10	0,35

Fonte: Elaboração do próprio autor

6.6 AOV

Para facilitar a comparação entre as fases de pesquisa, os valores de média e desvio padrão para os AOV durante todas as fases podem ser visualizados na Tabela 7. O RALFC conseguiu remover em todas as fases pelo menos 20 mg/L de AOV. Destaca-se a Fase 2B, na qual o reator aeróbio teve seu melhor desempenho removendo em média 30% dos AOV afluente. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice B.

Tabela 7- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de AOV durante a pesquisa

Fases da pesquisa		Ácidos orgânicos voláteis (mg/L)		
		P1	P2	P3
Fase 1A	Média	186,8	151,5	126,5
	Desvio Padrão	45,6	20,2	11,6
Fase 1B	Média	188,3	156,8	135,0
	Desvio Padrão	32,4	29,5	17,6
Fase 2A	Média	178,3	182,6	160,3
	Desvio Padrão	43,6	29,8	20,1
Fase 2B	Média	198,0	176,4	121,2
	Desvio Padrão	38,7	34,1	31,0

Fonte: Elaboração do próprio autor

6.7 SÓLIDOS

A Tabela 8 apresenta os dados de média e desvio padrão para ST, STF e STV durante toda a pesquisa. Para o Ponto 3 a menor média é a da fase 2B, essa melhora no desempenho está relacionada ao aumento do descarte de lodo e também ao parâmetros de controle, como vazão de ar e de esgoto que foram ajustados nessas fase. Pode se destacar a grande presença de STV nos ST, os quais compõem mais de 90% dos ST em todos os pontos de análise durante todas as fases.

A Tabela 9 apresenta os dados de média e desvio padrão para SST, SSF e SSV durante todas as fases da pesquisa. Nessa fase, da mesma maneira que no parâmetro anterior, a Fase 2B apresentou os menores valores de média para o RALFC.

Do mesmo modo que nos ST, os SSV também compõem a maior parte dos SST, mas em proporções menores, atingindo valores máximos de 80% na Fase 1A e um valor mínimo de 59% na Fase 2A. Os dados utilizados para fazer as médias e desvio padrão se encontram no apêndice E.

Tabela 8- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de sólidos totais, sólidos totais fixos e sólidos totais voláteis durante a pesquisa

Fases da pesquisa		ST (mg/L)			STF (mg/L)			STV (mg/L)		
		P1	P2	P3	P1	P2	P3	P1	P2	P3
Fase 1 ^a	Média	529,54	369,20	203,85	41,36	26,06	3,05	488,18	343,14	200,80
	Desvio Padrão	336,43	29,69	67,46	12,30	3,61	1,70	329,57	32,57	66,08
Fase 1B	Média	749,28	354,70	315,53	54,50	32,10	4,31	694,84	322,60	311,22
	Desvio Padrão	167,62	80,12	92,25	9,54	4,48	0,86	162,48	76,84	92,36
Fase 2 ^a	Média	729,25	484,75	239,84	51,75	33,03	3,71	677,50	451,73	236,13
	Desvio Padrão	68,61	182,27	53,75	14,33	3,83	0,67	65,73	179,28	53,29
Fase 2B	Média	628,68	410,38	188,25	41,18	27,00	3,12	587,50	383,38	185,13
	Desvio Padrão	101,72	34,28	38,72	1,85	2,94	0,20	103,41	33,27	38,64

Fonte: Elaboração do próprio autor

Tabela 9- Resumo dos valores de média e desvio padrão para as análises de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos e sólidos suspensos voláteis durante a pesquisa

Fases da pesquisa		SST (mg/L)			SSF (mg/L)			SSV (mg/L)		
		P1	P2	P3	P1	P2	P3	P1	P2	P3
Fase 1A	Média	112,0	19,4	63,8	30,0	2,4	12,4	82,0	17,0	51,4
	Desvio Padrão	8,0	14,6	55,0	27,2	1,5	5,7	28,0	13,1	51,1
Fase 1B	Média	96,8	14,2	39,2	51,6	2,8	15,6	45,2	11,4	23,6
	Desvio Padrão	27,4	8,4	34,3	10,5	2,2	10,6	30,9	8,7	30,2
Fase 2A	Média	105,5	15,5	20,5	27,5	9,0	8,3	78,0	6,5	12,2
	Desvio Padrão	19,8	8,6	10,7	8,9	10,9	11,2	14,6	2,5	10,6
Fase 2B	Média	100,3	12,5	9,3	30,5	4,7	3,5	69,8	7,8	5,8
	Desvio Padrão	18,4	6,4	5,3	4,4	2,6	3,8	20,3	8,5	5,3

Fonte: Elaboração do próprio autor

7 CONCLUSÃO

O sistema de tratamento, reator UASB compartimentado e reator aeróbio de leito fluidizado com circulação interna, apresentou bom desempenho na eficiência de remoção em carga orgânica carbonácea.

As Fases 1A e 1B, as quais o RUC operou com uma carga orgânica volumétrica de 2,17 kgDQO/m³.d. Nessas fases o RALFC acabou recebendo um efluente com uma carga poluente de, em média, 166 mg/L e apresentou resultados com menor eficiência de remoção que nas fases posteriores, assim a eficiência aumentou de 20% na fase 1B para 48% na fase 2B.

Nas Fases 2A e 2B o RUC trabalhou com uma COV menor de 1,30 kgDQO/m³.d, o sistema conseguiu atingir sua maior média de eficiência de remoção chegando a 90% em remoção de DQO_{total}. Mesmo o RALFC, recebendo uma carga orgânica carbonácea baixa ele removeu em média 50% dessa carga, chegando a valores finais uma concentração de em média 55mg/L. Esse bom desempenho só foi possível em função da baixa aeração, alto tempo de detenção hidráulico e frequente descarte do lodo.

O RALFC não removeu nitrogênio e fósforo como esperado, devido à alta concentração de OD, a qual se encontrava entre 3,0-2,5 mg/L durante as fases.

Para manter o meio suporte em suspensão a vazão mínima de aeração encontrada foi de 300 L/h. Mesmo com essa vazão, a concentração de oxigênio dissolvido impossibilitou a criação de zonas anóxicas para a desnitrificação.

8 RECOMENDAÇÕES

- Utilizar o mesmo RALFC com meio suporte de menor massa específica, visto que a areia necessita de grande vazão de ar para fluidizar.
- Utilizar um biofilme adaptado para a remoção de nutrientes. Desta maneira facilitar a reprodução desses micro-organismos no reator a ser trabalhado, diminuindo o tempo de partida.
- Análise microbiológica e verificação da espessura do biofilme. Para determinar se os micro-organismos nitrificantes e desnitrificantes estão presentes e aderidos ao meio suporte.
- Realizar o redimensionamento do decantador. O redimensionamento poderá evitar a passagem do lodo pelo vertedor.
- Realizar análise para nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato. A determinação desses parâmetros é importante para indicar se o efluente está dentro dos padrões de lançamento.

REFERÊNCIAS

- ABREU, L. M. Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación e desnitrificación. In: TALLER Y SEMINARIO LATINO-AMERICANO DE TRATAMIENTO ANAERÓBIO DE ÁGUAS RESIDUALES, 3., 1994, Montevideo. **Anais...** Montevideo: Universidad de la República, 1994. p. 55-63.
- AISSE, M. M.; LOBATO, M. B.; BONA, A.; GARBOSSA, L. H. P. Estudo comparativo do reator UASB e do reator anaeróbio compartimentado sequencial no tratamento de esgoto sanitário. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Fortaleza. **Anais...** São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000. 9 p.
- ANDRADE NETO, C. O. **Sistemas simples para tratamento de esgotos sanitários: experiência brasileira.** Rio de Janeiro: ABES, 1997. 301p.
- ANH, Y. Sustainable nitrogen elimination biotechnologies. A review. **Process Biochemistry**, New York, v. 41, n.8, p. 1709-1721. 2006
- ARAÚJO, L. S. **Influência da relação entre diâmetros no comportamento hidrodinâmico de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos.** 2008. 177 f. Dissertação (Mestrado)– Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista-UNESP, Ilha Solteira, 2008.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS- ABNT. **NBR 9648: estudo de concepção de sistemas de esgotos sanitários.** Rio de Janeiro, 1986.
- ASSUNÇÃO, F. A. L. **Estudo de remoção de nitrogênio, com ênfase na volatilização de amônia, em lagoas de polimento de efluentes de reatores UASB tratando esgotos urbanos de Belo Horizonte - MG. Belo Horizonte.** 2009. 89 f. Dissertação (Mestrado)– Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2009.
- AVELAR, J. C. **Avaliação da escória de Aciaria (LD) como leito cultivado e leito filtrante no pós-tratamento de efluente de reator UASB compartimentado.** 2008. 153 f. Dissertação (Mestrado) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2008.
- WATER WORKS ASSOCIATION- AWWA; AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION- APHA; WORLD ECONOMIC FORUM- WEF. **Standard methods for water and wastewater analysis.** 20 th ed. Washington: APHA, 1998.
- BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. The use of the Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for wastewater treatment: a review. **Water Research**, New York, v. 33, n.7, p. 1559-1578, 1999.

BEAL, L. L. **Avaliação de processo anaeróbio em duas fases tratando efluentes de curtume**. 1997. 11 f. Dissertação (Mestrado)- Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul- UFRGS, Porto Alegre, 1997

BUSATO, R. **Desempenho de um filtro anaeróbio de fluxo ascendente como tratamento de efluente de reator UASB: estudo de caso da ETE de Imbituva**. 2004. 237 f. Dissertação (Mestrado)– Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2004.

CAMPOS, J. R.; AKUTSU, J. Emprego de reator biológico de leito fluidificado no tratamento de despejos líquidos de indústrias de conservas. **Revista DAE**, São Paulo, v. 44, n. 139, p. 329-334. 1984

CHERNICHARO, C. A. DE L. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: DESA-UFGM, 1997. v. 5, 379 p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. 2. ed. Belo Horizonte: UFGM, 2001. 544 p. Projeto PROSAB.

CLAUS, G.; KUTZNER, H. J. Denitrification of nitrate and nitric acid with methanol as carbon source. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 22, n. 5, p. 378-381, 1985.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. Uso de RSB em escala piloto para pós-tratamento de efluente de tratamento anaeróbio. In: FINEP. **Coletânea de trabalhos técnicos**. Rio de Janeiro: PROSAB, 2001. v. 2, p. 193-202.

COMEAU, Y.; HALL, K. J.; HANCOCK, R. E. W.; OLDHAM, W. K. Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. **Water research**, New York, v. 20, n. 12, p. 1511-1521, 1986.

COLLIVER, B. B.; STEPHENSON, T. Production of nitrogen oxide and dinitrogen oxide by autotrophic nitrifiers. **Biotechnology Advances**, New York, v. 18, n. 3, p. 219-232, 2000.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE- CONAMA. Resolução nº430 de 13 de maio de 2011. Disponível em:
<<http://www.mma.gov.br/port/conama/legiabre.cfm?codlegi=646>>. Acesso em: 15 mar 2015.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE- CONAMA. Resolução nº357 de 17 de março de 2005. Disponível em:
(<<http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>>). Acesso em: 15 mar 2015.

CORREIA, G. T. **Efeito da concentração do meio suporte e relação entre áreas no desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna no tratamento de esgoto doméstico**. 2010. 111 f. Dissertação (Mestrado)- Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista- UNESP, Ilha Solteira, 2010.

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. 2005. 105 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

DISTLER, G. A.; RUSSO, C.; SANT'ANNA JUNIOR, G. L. Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18., 1995, Salvador. **Anais...** Salvador: ABES, 1995. 1CDROM.

ECKENFELDER, W.W. **Industrial water pollution control**. 2. ed. Singapura: McGraw-Hill, 1989, 600 p.

ELMITWALLI, T. A.; OAHN, K. L. T.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. Treatment of domestic sewage in a two-step anaerobic filter/anaerobic hybrid system at low temperature. **Water Research**, New York, v. 36, n. 9, p. 2225–2232, 2002.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: Local de edição, 2000. 1CD-ROM.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2002, Cancun. **Anais...** Cancun: AIDIS, 2002.

FONTANA, G.H. **Transferência de metano no sentido gás-líquido com vistas ao atendimento da demanda carbonácea da desnitrificação de esgoto sanitário**. 2012. 132 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental)– Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2012.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006. 400 f. Tese (Doutorado)- Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

GIESEKE, A.; ARNZB, P.; AMANNA R, SCHRAMM A. Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. **Water Research**, New York, v. 36, n. 2, p. 501-509, 2002.

GOMES, C. S. Controle operacional de um reator anaeróbio de lodo fluidizado RALF-UASB (fluxo ascendente em manta de lodo) para tratamento de esgoto doméstico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL– ABES, 15., 1989, Belém. **Anais...** Belém: ABES, 1989. p. 405-417.

GONÇALVES, R. F. et al. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme:** pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbio. Rio de Janeiro: FINEP/PROSAB, 2001. p. 171-199. Projeto PROSAB.

GROBICKI, A.; STUCKEY, D. C. Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 33, n. 4, p. 344-355, 1991.

HAANDEL, A. V., LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos:** um manual para regiões de clima quente. Campina Grande: Guerreiro e Catunda, 1994. 199 p.

HAGEDORN-OLSEN, C.; MØLLER, I.H.; TØTTRUP, H.; HARREMOËS, P. Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. **Water Science & Technology**, London, v. 29, n.10- 11, p. 83-91, 1994.

HAMMER, M. J.; HAMMER JUNIOR, M. J. **Water and wastewater technology**. 3. ed. New Jersey: Prentice-Hall., 1996. 519 p.

HENZE, M. et al. **Wastewater treatment:** biological and chemical processes. 2nd. ed. German: Springer, 1997. 428 p.

HERBERT, R. A. Nitrogen cycling in coastal marine ecosystems. **FEMS Microbiology Reviews**, Amsterdam, v. 23, n. 5, p. 563-590, 1999.

HEIJNEN, J. et al. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors. **Chemical Engineering Technology**, Weinheim, v. 13, n. 1, p. 202-208, 1990.

HEIJNEN, J. et al. Formation of biofilms on small suspended particles in air-lift reactors. **Water Science & Technology**, London v.26, n. 9- 10, p. 2015-2019, 1992.

HEIJNEN, J. et al. Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor. **Water Science & Technology**, London, v. 27, n. 5-6, p. 253-261, 1993.

ISOLDI, L.A.; KOETZ, P.R.; ISOLDI, L.A. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 4, p. 271-277, 2005.

IWAI, S.; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster: Technomic Publishing Company, 1994. 183 p.

JEON, C. O.; LEE, D. S.; PARK, J. M. Enhanced biological phosphorus removal in an anaerobic/aerobic sequencing batch reactor: characteristics of carbon metabolism. **Water Environment Research**, Washington, v. 73, n. 3, p. 295, 2001.

KOCH, G.; SIEGRIST, H. Denitrification with methanol in tertiary filtration. **Water research**, New York, v. 31, n. 12, p. 3029-3038. 1997.

KUSÇU, O. P.; SPONZA, D. T. Performance of anaerobic baffled reactor (ABR) treating synthetic wastewater containing p-nitrophenol. **Enzyme and Microbial Technology**, New York, v. 36, n. 7, p. 888-895, 2005.

LEMMER, H.; ZAGLAUER, A.; METZNER, G. Denitrification in a methanol-fed fixed-bed reactor. **Water Research**, New York, v. 31, n. 8, p. 1897-1902, 1997. Part 1: Physico-chemical and biological characterization.

LEVENSPIEL, O.; KUNII, D. **Fluidization engineering**. 2. ed. Stoneham: Butterworth-Heinemann, 1991. 491 p.

LIU, Y.; SHI, H.; XIA, L.; SHI, H.; SHEN, T.; WANG, Z.; WANG, G.; WANG, Y. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 101, n. 3, p. 901–906, 2010.

MAIGUAL ENRIQUEZ, Y. A. **Utilização de reator aeróbio de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos no tratamento de águas residuárias da produção intensiva de tilapia com recirculação da água tratada**. 2011. 173 f. Dissertação (Mestrado)– Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2011.

MARCHETTO, M.; CAMPOS, J. R.; REALI, M. A. P. Remoção de fósforo de efluente de reator anaeróbio em reator com aeração intermitente seguido por flotação por ar dissolvido. **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 8, n.1, p. 77-83, 2003.

MENDONÇA, N. **Tratamento de esgoto sanitário empregando reator de leito expandido em escala plena em zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: concepção, construção e operação**. 2004. 201 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

METCALF E EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4. ed. New York: McGraw-Hill Internacional, 2003. 1819 p.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M; HEIJNEN, J. J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v. 80, n. 1, p. 1-33, 2000.

NOUR, E. A. A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado**. 1996. 148 f. Tese (Doutorado)– Escola de Engenharia de São Carlos- EESC, Universidade de São Paulo- EESC, São Carlos, 1996.

OLIVEIRA NETO, M. S. A. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 192 f. Dissertação (Mestrado)– Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

PASCIK, I.; MANN, T. The two step nitrification of ammonia rich wastewater. **Water Science & Technology**, Oxford, v. 16, n. 10-11, p. 215-223, 1984.

POVINELLI, S. C. C. **Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário**. 1994. 181 f. Tese (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos- EESC, Universidade de São Paulo- USP, São Carlos 1994.

RAMALHO, R. S. **Introduction to wastewater treatment process**. 2nd ed. New York: Academic Press, 1983. 409 p.

COMPANHIA DE SANEAMENTO DO ESTADO DE SÃO PAULO– SABESP. **Tipos de tratamento de esgoto**. SABESP: São Paulo, 2015. Disponível em: <<http://site.sabesp.com.br/site/interna/Default.aspx?secaoId=61>>. Acesso em: 10 mar 2015.

SANT'ANNA JUNIOR, G. L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2010. 418 p.

SATO, C. M. **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio compartimentado no tratamento de esgoto doméstico**. 2013. 109 f. Dissertação (Mestrado)- Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista- Unesp, Ilha Solteira, 2013.

SATOH, H.; NAKAMURA, Y.; ONO, H.; OKABE, S. Effect of oxygen concentration on nitrification and denitrification in single activated sludge flocs. **Biotechnol Bioeng**, New York, v. 83, n. 5, p. 604-607, 1994.

SEDLAK, R. I. **Phosphorus and nitrogen from municipal wastewater: principles and practice**. 20. ed. New York: Lewis Publishers, 1991. 239 p.

SCHMIDT, I. et al. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS Microbiology Reviews**, Amsterdam, v. 27, n. 4. p. 481-492, 2003.

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgotos de pequenas comunidades. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2005.

SURAMPALLI, R. Y. et al. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Oxford, v. 61, n. 2, p. 151-157, 1997.

SWITZENBAUM, M. S. A comparison of the anaerobic filter and the anaerobic expanded/fluidized bed processes. **Water Science and Technology**, London, v. 15, n. 8-9, p. 345-358, 1983.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY- USEPA. **Nutrient control design manual**: state of technology review report. : Washington: EPA, 2009. 104 p.

VALENTIM, M. A. A. **Desempenho de leitos cultivados (constructed wetland) para tratamento de esgoto**: contribuições para concepção e operação. 2003. 233 f. Tese (Doutorado)- Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2003.

VAN BENTHUM, W. A. J. et al. Bubble recirculation regimes in internal-loop airlift reactor. **Chemical Engineering Science**, New York, v. 54, n. 18, p. 3995-4006, 1999.

VAN BENTHUM, W. A. J. et al. The biofilm airlift extension reactor. Part II: Threephase hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, New York, v. 55, n. 3, p. 699-711, 2000.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado**: teoria e aplicações para projetos e operação. Campina Grande: EPGRAF, 1999. 471 p.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 199 p.

VAN HAANDEL, A; KATO, M; VON SPERLING, M. Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodo ativado. In: MOTA, S. B.; von SPERLING (Coord). **Nutrientes de esgoto sanitário**: utilização e remoção. Rio de Janeiro: PROSAB, 2009. cap. 6, p. 174-226.

VICTORIA, J. A. R. **Nitrificação de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em filtro aeróbio**. 1993. 142 f. Tese (Doutorado)- Escola de Engenharia de São Carlos- EESC, Universidade de São Paulo- USP, São Carlos, 1993.

VICTORIA, J. A. R. **Filtro biológico aeróbio-anóxico para remoção de nitrogênio de efluentes de reatores UASB**. 2006. 146 f. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos- EESC, Universidade de São Paulo- USP, São Carlos, 2006.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**: introdução a qualidade das águas e ao tratamento de esgotos. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG, 2005. v.1, 452 p.

WORLD ECONOMIC FORUM- WEF; AMERICAN SOCIETY OF CIVIL ENGINEERS- ASCE; ENVIRONMENTAL & WATER RESOURCES INSTITUTE- EWRI. **Biological nutrient removal (BNR) operation in wastewater treatment plants**: manual of practice nº 29. New York: McGraw-Hill, 2005. 643 p.

WIESMANN, U.; CHOI, I. S.; DOMBROWSKI. **Fundamentals of biological wastewater treatment**. Weinheim: Wiley- VCH Verlag GmH & Co. KGaA, 2007. 391 p.

WOLFF, D. B. et al. Avaliação do biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado no tratamento de esgotos sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais...** João Pessoa: ABES, 2001. 1CD-ROM.

WATER RESEARCH COMMISSION- WRC. **Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge processes**: a collaborative information document. Africa do Sul: Water Research Commission, 1984. 241 p.

ZIM, G. **Desempenho de reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso na remoção de carga orgânica**. 2006. 115 f. Tese (Doutorado)- Instituto de Pesquisas Hidráulicas, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2006.

APÊNDICE A – Resultados dos parâmetros de DQO, DQO filtrada e alcalinidade

Tabela 10 - Resultados tabelados dos parâmetros de DQO, DQO filtrada e alcalinidade, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B

Dia de análise	DQO (P1)	DQO (P2)	DQO (P3)	DQO filt. (P2)	DQO filt. (P3)	Alc. (P1)	Alc. (P2)	Alc. (P3)
24/05/2015	465	130	117			213	180	165
25/05/2015	739	128	96			232	185	163
26/05/2015	590	180	100			234	234	208
27/05/2015	568	218	195			252	220	204
28/05/2015	525	183	159	160	86	272	224	108
29/05/2015	602	215	197			222	236	208
30/05/2015	628	226	279			230	238	214
01/06/2015	563	279	179			210	262	179
02/06/2015	557	155	129			288	244	234
03/06/2015	458	190	170			302	216	188
04/06/2015	626	154	120	112	39	296	210	202
05/06/2015	638	178	123			188	252	228
06/06/2015	555	170	130			212	238	210
09/06/2015	607	244	133			194	268	232
10/06/2015	628	156	88	119	43	284	232	208
11/06/2015	529	165	86					
12/06/2015	629	174	102			212	246	208
13/06/2015	562	154	162			270	224	202
14/06/2015	635	150	199			280	230	220
15/06/2015	799	165	121			244	232	224
16/06/2015	1040	139	143			310	242	218
18/06/2015	592	164	234	105	89	266	218	194
19/06/2015	618	141	182			226	230	204
20/06/2015	533	146	109					
21/06/2015	744	480	391			214	274	238
24/06/2015	1395	169	157					
25/06/2015	504	171	139	132	88	262	228	224
26/06/2015	628	198	101			202	244	204
27/06/2015	616	143	140			270	220	216
28/06/2015	540	147	141			548	476	450
29/06/2015	540	110	233			576	460	436
30/06/2015	662	165	164			224	248	220
01/07/2015	591	154	137			266	222	208
02/07/2015	584	138	110	103	57			
03/07/2015	581	147	97			266	228	216
04/07/2015	549	132	66			246	226	208
07/07/2015	615	116	55			200	218	148
08/07/2015	535	122	78			260	206	192
09/07/2015	514	135	111					

10/07/2015	487	127	131	97	86	278	222	204
11/07/2015	547	113	159			296	230	254
12/07/2015	624	196	151			282	240	228
15/07/2015	599	201	156			216	258	198
17/07/2015	616	135	125	134	104	230	218	204
18/07/2015	478	133	113			228	222	216
19/07/2015	695	160	136			226	228	190
21/07/2015	697	153	125			234	266	234
22/07/2015	547	129	156			274	222	192
23/07/2015	612	145	188					
24/07/2015	441	152	103	106	90	270	216	204
25/07/2015	486	147	168			280	236	214
26/07/2015	748	183	92			196	236	178
27/07/2015	592	237	99					
28/07/2015	680	165	102					
29/07/2015	623	161	134			250	228	170
31/07/2015	520	173	122	127	94			
01/08/2015	591	165	73			302	262	252
18/08/2015	618	118	75			246	294	214
20/08/2015	513	134	94			242	248	246
21/08/2015	605	149	85			220	260	242
22/08/2015	641	122	98			250	240	238
24/08/2015	846	83	37			252	258	250
25/08/2015	307	87	71			216	264	266
26/08/2015						250	234	244
27/08/2015	513	83	23	56	23	256	246	246
28/08/2015	624	94	10					
29/08/2015	603	95	41			198	240	222
01/09/2015	572	82	125			240	260	260
02/09/2015	531	93	87			260	240	244
05/09/2015	529	95	76	65	25	210	270	266
06/09/2015	637	97	42			268	304	252
07/09/2015	752	77	18					
08/09/2015	653	122	93			242	252	244
09/09/2015	552	186	51			260	290	264
10/09/2015	501	81	32	73	24			
11/09/2015						290	260	254
12/09/2015	1151	89	17			202	280	260
13/09/2015	864	107	45			270	250	234
14/09/2015	868	108	137			262	250	226
15/09/2015	558	106	68					
16/09/2015	529	75	47			284	248	250
18/09/2015	578	95	49	78	38			
19/09/2015	651	82	21			210	286	272
20/09/2015	903	84	33			310	244	248
21/09/2015	890	77	10			258	254	216
22/09/2015	545	60	2			216	256	250

23/09/2015	534	83	65			256	242	234
24/09/2015	513	100	6	76	0			
29/09/2015	575	67	19			210	260	250
02/10/2015	528	87	22			248	210	220
03/10/2015	521	88	6			260	262	232
04/10/2015	600	74	3			238	276	214
07/10/2015	535	75	7			256	268	208
08/10/2015	582	83	3			210	268	256
09/10/2015	630	75	1	58	0			
10/10/2015	430	198	5			244	258	258
12/10/2015	1300	121	140			270	260	236
14/10/2015	612	140	130			248	274	246
15/10/2015	585	130	111					
16/10/2015	586	118	100	99	98			
17/10/2015	471	159	120			260	256	244
21/10/2015	606	142	102			246	252	160
22/10/2015	822	181	70			212	258	244
23/10/2015	514	129	77	107	74			
24/10/2015	565	138	69			258	238	222
28/10/2015	646	129	77			240	240	180
29/10/2015	655	138	69			230	244	144

APÊNDICE B – Resultados dos parâmetros de pH, temperatura e AOV

Tabela 11- Resultados tabelados dos parâmetros de pH, temperatura e AOV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B

Dia de análise	pH (P1)	pH (P2)	pH (P3)	Temp. (P1)	Temp. (P2)	Temp. (P3)	AOV (P1)	AOV (P2)	AOV (P3)
24/05/2014	7,29	6,91	7,32	23	21	22			
25/05/2014	7,3	7,04	7,41	21	19	18	180	120	84
26/05/2014	7,41	6,96	7,29	18	15	15			
27/05/2014	7,4	7,03	7,32	19	16	15			
28/05/2014	7,2	7	7,43	21	18	17			
29/05/2014	7,2	7	7,43	20	18	18			
31/05/2014	7,17	6,89	7,34	20	19	19			
01/06/2014	7,41	7	7,43	20	17	16	204	156	126
02/06/2014	7,58	6,8	7,05	20	17	16			
03/06/2014	7,41	6,88	7,27	20	17	17			
04/06/2014	7,11	6,76	7,12	23	23	22			
05/06/2014	7,25	6,93	7,3	23	22	22			
08/06/2014	7,08	6,87	7,36	24	24	24	138	168	126
09/06/2014	7,22	6,97	7,36	23	21	20			
10/06/2014	7,43	6,88	7,36	22	20	19,5			
11/06/2014	7,12	6,91	7,25	23	22	21	156	132	120
12/06/2014	7,36	6,9	7,25	22	20	19			
13/06/2014	7,47	6,9	7,2	22	20	21			
14/06/2014	7,12	6,75	7,2	24	23	23			
15/06/2014	7,31	6,97	7,21	23	21	22	198	126	108
17/06/2014	7,48	6,92	7,2	22	21	20			
18/06/2014	7,23	6,93	7,3	23	21	20	180	186	126
19/06/2014	7,41	6,85	7,46	20	17	16			
20/06/2014	7,2	7,06	7,42	23	21	21			
23/06/2014	6,93	6,93	7,3	22	20	20	270	138	126
24/06/2014	7,53	6,87	7,43	22	20	20			
25/06/2014	7,2	6,91	7,44	23	21	21	132	144	130
26/06/2014	7,44	6,91	7,4	22	20	20			
27/06/2014	7,54	6,78	7,35	22	20	19			
28/06/2014	7,44	6,92	7,17	21	18	16			
29/06/2014	7,22	6,96	7,39	22	21	20			
30/06/2014	7,64	6,96	7,37	21	19	19	216	162	150
01/07/2014	7,53	6,89	7,55	22	19,5	18			
02/07/2014	7,45	6,88	7,54	22	20	19	216	180	162
03/07/2014	7,46	6,91	7,46	22	20	20			
06/07/2014	7,09	6,92	7,47	23	20	20			
07/07/2014	7,42	6,98	7,38	22	20	19	174	150	114
08/07/2014	7,48	6,95	7,23	22	20	20			
09/07/2014	7,54	6,95	7,34	21	19	18			
10/07/2014				20	19	18	162	150	120
11/07/2014	7,26	6,88	7,29	21	20	19			
14/07/2014	7,1	6,88	7,22	23	21	21	192	144	132

16/07/2014	7,2	6,78	7,29	22	21	20			
17/07/2014	7,21	6,92	7,46	21	19	18	252	210	156
18/07/2014	7,56	6,93	7,23	22	21	19			
20/07/2014	7,1	6,99	7,42	22	20	20			
21/07/2014	7,01	6,88	7,37	22	20	19	180	150	132
22/07/2014	7,26	6,72	7,52	23	21	20			
23/07/2014	7,51	6,98	7,34	23	21	21			
24/07/2014	7,38	6,74	7,14	20	16	16	180	108	120
25/07/2014	6,89	6,79	7,41	22	19	16			
26/07/2014	6,98	6,84	7,24	22	20	19			
27/07/2014	7,4	6,75	7,32	22	19	17			
28/07/2014	7,12	6,74	7,22	23	21	19	150	162	144
30/07/2014	7,46	6,85	7,22	23	21	20			
31/07/2014	7,24	6,71	7,31	23	22	21			
19/08/2014	7,3	6,96	7,33	25	23	22			
20/08/2014	7,28	6,95	7,51	26	23	23			
21/08/2014	7,06	6,61	7,21	26	24	23			
23/08/2014	7,18	6,86	7,43	27	26	25			
24/08/2014	7,36	6,83	7,43	25	23	22	102	150	138
26/08/2014	7,34	6,83	7,36	23	20	18	168	210	180
27/08/2014	7,27	6,9	7,5	25	21	19			
28/08/2014	7,02	6,77	7,2	27	25	24			
31/08/2014	7,13	6,77	7,2	26	24	22	156	150	132
01/09/2014	7,2	6,77	7,3	26	25	24			
03/09/2014	7,26	6,79	7,48	26	24	22			
04/09/2014	7,09	6,72	7,5	27	23	22	168	180	174
05/09/2014	7,01	6,57	7,48	26	25	23			
06/09/2014	7,14	6,75	7,51	26	24	22			
07/09/2014	7,2	6,9	7,25	27	25	24			
08/09/2014	7,3	6,85	7,35	26	24	23	228	204	180
09/09/2014	7,6	6,89	7,57	24	23	22			
10/09/2014	7,29	6,77	7,41	26	24	23	210	162	150
11/09/2014	6,82	6,65	7,44	27	26	25			
12/09/2014	7,08	6,63	7,31	27	26	25			
13/09/2014	7,1	6,79	7,2	28	26	25			
15/09/2014	7,19	6,75	7,35	27	24	23	216	222	168
17/09/2014	7,3	6,74	7,51	27	21	24			
18/09/2014	7	6,65	7,44	30	30	29			
19/09/2014	7,34	6,84	7,4	27	24	23			
20/09/2014	7,09	6,79	7,34	27	25	23			
21/09/2014	7,08	6,67	7,18	27	25	23			
22/09/2014	7,4	6,88	7,15	26	23	23	186	174	156
23/09/2014	7,17	6,68	7,43	27	26	25			
28/09/2014	7	6,63	7,14	28	26	25			
01/10/2014	7,3	6,88	7,45	29	27	26	246	168	138
02/10/2014	7,32	6,74	7,41	27	24	23			
03/10/2014	7,12	6,75	7,35	29	26	25			
06/10/2014	7,38	6,74	7,24	29	25	25			
07/10/2014	6,85	6,71	7,38	30	27	26	228	234	132
08/10/2014	7,26	6,81	7,51	30	27	27			

09/10/2014	7,27	6,69	7,47	30	28	28			
11/10/2014	7,12	6,64	7,21	31	30	29			
13/10/2014	7	6,64	7,26	33	31	31	150	144	102
14/10/2014	7	6,66	7,35	33	31	32			
15/10/2014	7,08	6,77	7,47	32	30	30			
16/10/2014	7,33	6,77	7,39	31	30	30			
20/10/2014	7,14	6,64	7,34	29	27	25	180	162	78
21/10/2014	7,27	6,88	7,71	30	26	25			
22/10/2014	7,27	6,69	7,3	30	27	26			
23/10/2014	7,27	6,85	7,44	29	28	26			
27/10/2014	7,12	6,79	7,29	30	28	27			
28/10/2014	7,21	6,9	7,2	30	28	27			

APÊNDICE C - Resultados dos parâmetros nitrogênio total e fósforo total

Tabela 12- Resultados tabelados dos parâmetros nitrogênio total e fósforo total, durante as fases 1A, 1B, 2A, 2B

Dia de análise	Nit. total (P1)	Nit. total (P2)	Nit. total (P3)	Fósf. total (P1)	Fósf. total (P2)	Fósf. total (P3)
29/05/2014	92	88	81	22,4	17,3	16
03/06/2014	90	49	37	28,5	14,6	16
09/06/2014	70	49	46	26	14,2	13,1
20/06/2014	83	45	43	32,2	18,1	16,9
24/06/2014	92	55	45	74,2	19,4	18,9
01/07/2014	83	46	42	32,4	15,6	15,2
09/07/2014	77	48	43	30,3	17,3	16,2
18/07/2014	72	48	47	26	14,1	14,7
23/07/2014	84	45	53	39,8	16,1	18,6
01/08/2014	69	42	34	26,5	14,3	12,3
27/08/2014	67	43	34	28,8	13,2	10,5
04/09/2014	60	30	34	27,1	12,3	11,4
11/09/2014	74	41	40	30,1	15	12,9
18/09/2014	55	21	32	27,5	13,9	14,1
02/10/2014	40	15	13	22	14,5	9
07/10/2014	65	33	46	24,8	15,9	16,2
15/10/2014	53	33	37	25,2	17,2	21
22/10/2014	42	25	28	29,9	16,9	12,3

APÊNDICE D – Resultados dos parâmetros de DBO, DBO filtrada e OD

Tabela 13- Resultados tabelados dos parâmetros de DBO, DBO filtrada e OD, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B

Dia de análise	DBO (P1)	DBO (P2)	DBO (P3)	DBO filt. (P2)	DBO filt. (P3)	OD (P3)
28/05/2014	211	80	46	42	20	3,04
04/06/2014	256	87	67	59	24	3,04
11/06/2014	236	71	55	59	4	3,65
18/06/2014	324	118	71	83	43	2,43
25/06/2014	156	71	35	39	31	
09/07/2014	295	63	31	12	0	2,23
16/07/2014	236	59	59	90	31	2,43
23/07/2014	315	71	35	35	20	3,04
30/07/2014	226	71	51	47	39	3,20
06/08/2014	197	83	35	51	20	
27/08/2014	206	51	35	39	24	2,23
03/09/2014	324	59	47	35	4	3,24
10/09/2014	295	67	51	24	24	2,80
17/09/2014	315	63	43	43	28	2,23
01/10/2014	256	55	51	28	12	2,23
08/10/2014	305	83	47	12	12	2,43
14/10/2014	354	51	31	55	31	2,43
21/10/2014	275	63	43	28	8	3,04

APENDICE E – Resultados parâmetros ST, STF, STV, SST, SSV e SST

Tabela 14- Resultados tabelados dos parâmetros ST, STF e STV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B

Dia de análise	ST (P1)	ST (P2)	ST (P3)	STF (P1)	STF (P2)	STF (P3)	STV (P1)	STV (P2)	STV (P3)
03/06/2014	4786	418	15712	272	205	47	4514	213	15665
10/06/2014	3403	372	1388	341	255	245	3062	117	1143
17/06/2014	1035	367	17322	398	301	322	637	66	17000
24/06/2014	9365	354	29109	463	282	473	8902	72	28636
01/07/2014	7888	340	25982	594	260	436	7294	80	25546
15/07/2014	7142	373	33655	540	290	379	6602	83	33276
22/07/2014	9707	321	34978	535	297	535	9172	24	34443
29/07/2014	5040	392	36262	414	326	484	4626	66	35778
05/08/2014	768	453	15261	553	397	442	215	56	14819
12/08/2014	7895	2375	37608	683	295	315	7212	2080	37293
02/09/2014	7173	3016	24743	309	296	317	6864	2720	24426
09/09/2014	6377	371	28691	553	329	464	5824	42	28227
16/09/2014	770	5682	1639	573	312	326	197	5370	1313
23/09/2014	792	6992	4741	635	384	376	157	6608	4365
07/10/2014	671	6339	4470	396	252	294	275	6087	4176
14/10/2014	692	6331	6475	400	313	313	292	6018	6162
21/10/2014	4767	360	6692	437	250	340	4330	110	6352
28/10/2014	675	6554	7536	414	265	302	261	6289	7234

Tabela 15- Resultados tabelados dos parâmetros SST, SSF e SSV, durante as fases 1A, 1B, 2A e 2B

Dia de análise	SST (P1)	SST (P2)	SST (P3)	SSF (P3)	SSF (P3)	SSF (P3)	SSV (P1)	SSV (P2)	SSV (P3)	SS (P2)
03/06/2014	118	44	157	4	5	20	114	39	137	0,1
10/06/2014	108	13	30	6	2	7	102	11	23	0,5
17/06/2014	101	11	37	30	2	7	71	9	30	0,4
24/06/2014	112	8	25	70	1	16	42	7	9	0,1
01/07/2014	121	21	70	40	2	12	81	19	58	0,2
15/07/2014	83	2	21	70	1	19	13	1	2	0,02
22/07/2014	82	16	34	44	2	10	38	14	24	0,4
29/07/2014	127	20	44	47	4	29	80	16	15	0,5
05/08/2014	125	23	94	50	1	19	75	22	75	0,01
12/08/2014	67	10	3	47	6	1	20	4	2	0,003
02/09/2014	92	8	17	15	1	2	77	7	15	0,01
09/09/2014	104	17	30	30	10	4	74	7	26	0,01
16/09/2014	92	10	7	29	1	2	63	9	5	0,05
23/09/2014	134	27	28	36	24	25	98	3	3	0,05
07/10/2014	73	10	2	32	7	1	41	3	1	0,01
14/10/2014	109	13	9	26	6	3	83	7	6	0,01
21/10/2014	106	6	12	36	5	9	70	1	3	0,03
28/10/2014	113	21	14	28	1	1	85	20	13	0,01