



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA CIVIL



TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Dimensionamento e comparação de sistemas de tratamento de esgoto para a cidade Romaria-MG

Pedro Augusto Silva Costa Ferreira

Professor Dr. Márcio Ricardo Salla

Uberlândia-MG, Dezembro de 2017

Pedro Augusto Silva Costa Ferreira

**Dimensionamento e comparação de sistemas de tratamento de esgoto para a cidade
Romaria-MG**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à
Faculdade de Engenharia Civil (FECIV) da
Universidade Federal de Uberlândia como requisito
obrigatório para a conclusão do curso de Engenharia
Civil.

Orientador: Prof. Dr. Márcio Ricardo Salla

Uberlândia-MG, Dezembro de 2017

FOLHA DE ASSINATURAS

Pedro Augusto Silva Costa Ferreira

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO SEGUNDO SEMESTRE DE 2017

Através do termo de compromisso firmado entre mim, Pedro Augusto Silva Costa Ferreira – aluno do Curso de Engenharia Civil, da Faculdade de Engenharia Civil da Universidade Federal de Uberlândia, fica consolidado a realização da disciplina: Trabalho de Conclusão de Curso.

Orientador: Prof. Dr. Márcio Ricardo Salla

Uberlândia-MG, Dezembro de 2017

Assinaturas:

Pedro Augusto Silva Costa Ferreira – Aluno

Dr. Márcio Ricardo Salla – Professor Orientador

Às minhas avós, Ivani e Aparecida.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente gostaria de agradecer aos meus pais, Paulo César e Roselene por todo o apoio emocional e financeiro ao longo do meu curso, o que me deu a possibilidade de realizar um sonho, me formar engenheiro civil.

Aos meus amigos do curso de engenharia civil, de outros cursos e de outras universidades, que ao meu lado dividiram muitos momentos de alegria ao longo desses anos.

A todos os meus professores do curso de engenharia civil, em especial ao professor Márcio Ricardo Salla, que me aceitou como orientando, e que sempre me ajudou nos momentos de dificuldade, ao professor João Fernando Dias, que me acolheu durante os meus primeiros períodos e que me ajudou durante minha iniciação científica, e ao professor Jesiel Cunha, que me orientou no programa de educação tutorial.

Aos funcionários da faculdade de engenharia civil que sempre me atenderam de forma respeitosa e eficiente.

E por fim, à minha namorada Talita Silva Alves por toda a ajuda e compreensão em todos os momentos do curso.

RESUMO

Segundo o Plano Municipal de Saneamento Básico (PMSB) da cidade de Romaria-MG, a cidade dispõe de duas estações de tratamento de esgoto (ETE). Entretanto, sua estação de tratamento principal, situada na margem esquerda do Córrego Água Suja e que deveria atender a maior parte da população, encontra-se desativada, e a estação de tratamento secundária, instalada recentemente as margens do Córrego das Bombinhas, trata apenas do efluente coletado no Bairro Padre Eustáquio. Em virtude desta inativação e do tratamento do efluente de apenas um bairro da cidade, o esgoto coletado de quase toda a cidade não recebe o tratamento adequado, sendo despejado diretamente no Córrego Água Suja. Desta forma, buscando atender as necessidades da população local, este trabalho tem por objetivo dimensionar e comparar diferentes sistemas para tratar o esgoto da cidade, respeitando as exigências legais e normativas disponíveis. Para o tratamento preliminar, adotou-se o gradeamento seguido de desarenador, e um decantador primário, para o tratamento primário. Já para o tratamento secundário, dimensionaram-se seis tipos diferentes de tratamentos que poderiam ser adotados, são eles: lagoa facultativa, lagoa anaeróbia seguida de aeróbia, lagoa aerada, filtro biológico de um único estágio, reator anaeróbio de fluxo ascendente (RAFA) e lodo ativado. Posteriormente, comparou-se a área total e a eficiência de cada ETE dimensionada. Considerando os parâmetros mencionados, o processo de lodos ativados foi o mais indicado, devido à sua maior eficiência na remoção da DBO, igual a 97,2%, e por ser o sistema que necessita da segunda menor área de implantação. Entretanto, alternativas como o RAFA, que apresentam uma eficiência na remoção da DBO acima do estabelecido pelo CONAMA, utilizando pequenas áreas para a implantação do sistema, devem ser levados em conta devido ao seu baixo custo operacional. Por fim concluiu-se que embora a área gasta e a eficiência do sistema sejam excelentes parâmetros para comparar as estações de tratamento propostas, ainda faltam alguns estudos para a escolha definitiva do sistema a ser adotado, como por exemplo, estudos relacionados aos custos de implantação, operação e dos resíduos gerados.

Palavras-chave: Dimensionamento. Estação de tratamento de esgoto. Tratamento de efluente.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Localização da cidade de Romaria	03
Figura 2 – Reta de crescimento populacional da cidade de Romaria – MG	04
Figura 3 – Hidrograma típico da vazão afluente a uma ETE.....	08
Figura 4 – Fluxograma típico do tratamento preliminar	12
Figura 5 – Quadro de capacidades e dimensões internas do medidor de vazão	13
Figura 6 – Dimensões usuais das barras das grades	19
Figura 7 – Decantador retangular de fluxo horizontal	24
Figura 8 – Relação entre a taxa de escoamento superficial e, a remoção de sólidos em suspensão para esgotos sanitários	25
Figura 9 – Taxa de escoamento superficial x remoção do DBO_5	30
Figura 10 – Remoção de sólidos em suspensão x taxa de escoamento superficial	30
Figura 11 – Corte transversal do poço de lodo	33
Figura 12 – Dimensões dos poços de lodo em planta	34
Figura 13 – Corte longitudinal da calha de coleta de efluente	38
Figura 14 – Canaletas de coleta de efluente e espuma em planta	38
Figura 15 – Esquema simplificado de uma lagoa facultativa	41
Figura 16 – Fluxograma típico de um sistema de lagoas facultativas	42
Figura 17 – Mapa de solos do Brasil	49
Figura 18 – Sistema com lagoa anaeróbia seguida por lagoa facultativa	54
Figura 19 – Sistema contendo uma lagoa aerada facultativa	67
Figura 20 - Raios de mistura e oxigenação para aeradores superficiais mecânicos	74
Figura 21 – Distribuição dos aeradores na lagoa aerada facultativa	75
Figura 22 – Fluxograma típico de um sistema empregando filtro biológico	77
Figura 23 – Componentes de um filtro biológico	79
Figura 24 – Distribuidor rotativo do afluente	79
Figura 25 – Meio suporte plástico	80
Figura 26 – Blocos de drenagem utilizados	81
Figura 27 – Filtro biológico – detalhe da entrada de ar	81
Figura 28 – Curva de eficiência para filtros biológicos de um único estágio	85
Figura 29 – Esquema em reator anaeróbio em corte	92
Figura 30 – Trabalhabilidade do efluente a partir dos valores de DQO e DBO	94

Figura 31 – Distribuição dos alimentadores de efluente e suas respectivas áreas no RAFA	100
Figura 32 – Aberturas dos decantadores e coletores de gás em planta	107
Figura 33 – Fluxograma típico do sistema de lodos ativados convencional	112

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Crescimento populacional de Romaria – MG	04
Tabela 2 – Vazões máximas e mínimas	09
Tabela 3 – Tabela climática de Romaria – MG	10
Tabela 4 – Parâmetros de qualidade do efluente do esgoto e os limites definidos pela Resolução CONAMA 430/2011	11
Tabela 5 – Remoção de SS e DBO ₅ para as vazões máxima e média	31
Tabela 6 – Taxas de aplicação volumétrica admissíveis para projeto de lagoas anaeróbias em função da temperatura	56
Tabela 7 – Eficiências de remoção de DBO em lagoas anaeróbias, em função da temperatura	60
Tabela 8 – Limites para a classificação dos filtros biológicos	82
Tabela 9 – Vantagens e desvantagens dos reatores RAFA	90
Tabela 10 – Concentração de saturação de oxigênio, em mg/L	123
Tabela 11 – Área total e eficiência de todos os sistemas dimensionados	129

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas;
ARFA	Alta Rotação e Fluxo Ascendente;
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio;
DN	Diâmetro Nominal;
DQO	Demanda Química de Oxigênio;
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária;
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto;
FPB	Filtros biológicos percoladores;
NBR	Norma Brasileira;
OD	Oxigênio Dissolvido
PMSB	Plano Municipal de Saneamento Básico;
RAFA	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente;
RAFA	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente;
SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo;
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> ;

SUMÁRIO

1	Introdução.....	1
2	Objetivo.....	2
3	Desenvolvimento.....	3
3.1	Local de estudo.....	3
3.2	Estudos preliminares	4
3.2.1	Determinação do período e cálculo da população de projeto	4
3.2.2	Caracterização quantitativa dos esgotos afluentes à ETE.....	5
3.2.2.1	Cálculo da vazão doméstica média ($Q_{d\text{ méd}}$)	5
3.2.2.2	Vazão de infiltração (Q_{inf}).....	6
3.2.2.3	Vazão industrial (Q_{ind}).....	7
3.2.2.4	Vazão média ($Q_{\text{méd}}$).....	7
3.2.2.5	Vazões máxima e mínima ($Q_{\text{máx}}$ e $Q_{\text{mín}}$)	8
3.2.3	Determinação da temperatura	10
3.2.4	Parâmetros de qualidade do efluente	10
3.3	Tratamento preliminar	11
3.3.1	Dimensionamento do tratamento preliminar	12
3.3.1.1	Seleção da calha Parshall	12
3.3.1.2	Dimensionamento da caixa de areia.....	15
3.3.1.3	Dimensionamento do gradeamento.....	18
3.3.1.4	Dimensionamento da tubulação de alimentação de esgoto	22
3.3.1.5	Determinação da área total para o tratamento preliminar	23
3.4	Tratamento primário.....	23
3.4.1.1	Dimensionamento dos poços de lodo.....	31
3.4.1.2	Dimensionamento dos vertedores (calhas) de saída de efluente	36
3.5	Tratamento secundário	39

3.5.1	Lagoa de estabilização facultativa	40
3.5.1.1	Dados iniciais	42
3.5.1.2	Dimensionamento da lagoa facultativa	42
3.5.2	Lagoa anaeróbia seguida por lagoa facultativa	54
3.5.2.1	Dados iniciais	55
3.5.2.2	Dimensionamento da lagoa anaeróbia.....	55
3.5.2.3	Dimensionamento da lagoa facultativa	61
3.5.3	Lagoa aerada facultativa	66
3.5.3.1	Dados iniciais	67
3.5.3.2	Dimensionamento da lagoa aerada facultativa.....	68
3.5.4	Filtro biológico	77
3.5.4.1	Dados iniciais	82
3.5.4.2	Dimensionamento do filtro biológico	83
3.5.5	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA).....	90
3.5.5.2	Dimensionamento do RAFA	95
3.5.6	Tratamento secundário por lodo ativado.....	111
3.5.6.1	Dados iniciais	112
3.5.6.2	Dimensionamento do tanque de aeração (T.A.) ou reator.....	114
3.5.6.3	Dimensionamento do decantador secundário.....	126
3.6	Análise dos resultados: comparação entre a eficiência e a área total	129
4	Conclusão	130
	Referências Bibliográfica.....	133

1 Introdução

No Brasil a lei Nº 11.445, de 5 de janeiro de 2007, estipula os critérios nacionais para o saneamento básico e para a política federal de saneamento, tornando-se um dos princípios primordiais para a garantia do abastecimento de água, esgotamento sanitário, limpeza urbana, drenagem de águas pluviais e manejo dos resíduos sólidos realizados de forma adequada à saúde pública e à proteção do meio ambiente. (LEI Nº 11.445, 2017, Art. 1º e 2º).

Quanto ao esgotamento sanitário, o Art. 3 da Lei Nº 11.445 de 2007, estabelece como constituintes deste sistema o conjunto de atividades, infraestruturas e instalações operacionais de coleta, transporte, tratamento e disposição final adequados dos esgotos sanitários, desde as ligações prediais até o seu lançamento final no meio ambiente (LEI Nº 11.445, 2017).

Segundo Von Sperling (2005, v. 1, p.84) os esgotos domésticos são constituídos de aproximadamente 99,9% de água e de apenas 0,1% de sólidos orgânicos e inorgânicos, suspensos e dissolvidos, bem como microrganismos. Logo, é devido a esta fração de 0,1% que há necessidade de se tratar as águas residuárias residenciais.

A escolha do método a ser utilizado no tratamento depende das características físicas, químicas e biológicas do esgoto e é realizado em Estações de Tratamento de Esgoto (ETE) (SABESP, 2017).

A norma brasileira que trata sobre os projetos de estações de tratamento de esgoto sanitário, a NBR 12209, define ETE como o conjunto de unidades de tratamento, equipamentos, órgãos auxiliares, acessórios e sistemas de utilidades cuja finalidade é a redução das cargas poluidoras do esgoto sanitário e condicionamento da matéria residual resultante do tratamento (ABNT NBR 12209, p. 3).

Segundo o Plano Municipal de Saneamento Básico (PMSB, p.36) da cidade de Romaria-MG, a cidade dispõe de duas estações de tratamento de esgoto (ETE). Entretanto, sua estação de tratamento principal, situada na margem esquerda do Córrego Água Suja e que deveria atender a maior parte da população, encontra-se desativada, e a

estação de tratamento secundária, instalada recentemente as margens do Córrego das Bombinhas, trata apenas do efluente coletado no Bairro Padre Eustáquio. Em virtude desta inativação e do tratamento do efluente de apenas um bairro da cidade, o esgoto coletado de quase toda a cidade não recebe o tratamento adequado, sendo despejado diretamente no Córrego Água Suja.

Usualmente, o tratamento dos esgotos é classificado em quatro níveis (VON SPERLING, 2005, p. 249):

- Tratamento preliminar: prioriza a remoção de sólidos grosseiros através de mecanismos físicos;
- Tratamento primário: objetiva a retirada dos sólidos sedimentáveis e, por consequência, parte da matéria orgânica (também utiliza mecanismos físicos para essa remoção);
- Tratamento secundário: pretende remover a matéria orgânica, e possivelmente alguns nutrientes, como o nitrogênio e fósforo, a partir de mecanismos biológicos e físico-químicos;
- Tratamento terciário: busca a remoção de poluentes específicos como compostos tóxicos ou não biodegradáveis, podendo objetivar, também, a remoção complementar de poluentes não suficientemente retirados no tratamento secundário.

A escolha do processo que será utilizado é fundamental para suprir as necessidades da população atendida e também os requisitos ambientais vigentes, ou seja, a qualidade do efluente final deve ser adequada à necessidade do corpo receptor. Além disso, deve-se observar o nível de eficiência desejado, a área disponível para a implantação do sistema, o custo e a complexidade de implantação e operação dos processos, a produção e disposição de lodos e a dependência de insumos externos (PORTAL RESÍDUOS SÓLIDOS, 2017).

2 Objetivo

O objetivo deste trabalho de conclusão de curso é dimensionar e comparar seis diferentes sistemas de tratamento de esgoto para cidade a cidade de Romaria-MG, respeitando as exigências legais e normativas disponíveis, e ao fim selecionar a mais

adequada para a cidade considerando-se a área gasta para sua implantação e a eficiência na remoção da DBO.

3 Desenvolvimento

Este trabalho foi desenvolvido em quatro etapas. Em um primeiro momento foram coletados e calculados os dados iniciais, a serem utilizados nas etapas subsequentes, em seguida dimensionaram-se os sistemas a serem utilizados no tratamento preliminar, primário e secundário, e por fim, fez-se a análise dos resultados uma breve conclusão.

3.1 Local de estudo

Romaria é uma cidade brasileira localizada na região do Alto Paranaíba, interior do estado de Minas Gerais, Região Sudeste do país, como mostra a Figura 1. Segundo os dados de 2010 do Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística (IBGE, 2017), a cidade conta com uma população estimada de 3.596 habitantes, em uma área de 407.557 km².

Figura 1 – Localização da cidade de Romaria



Fonte: IBGE (2017).

3.2 Estudos preliminares

De acordo com Von Sperling (2005, p. 393), os estudos preliminares correspondem à fase inicial de um projeto.

3.2.1 Determinação do período e cálculo da população de projeto

Segundo Von Sperling (2005, p. 395), o período de projeto de uma ETE deve ser relativamente curto, da ordem de 20 anos. Portanto, para este projeto adotou-se um período de projeto de vinte anos, cuja data final de operação será em 2037.

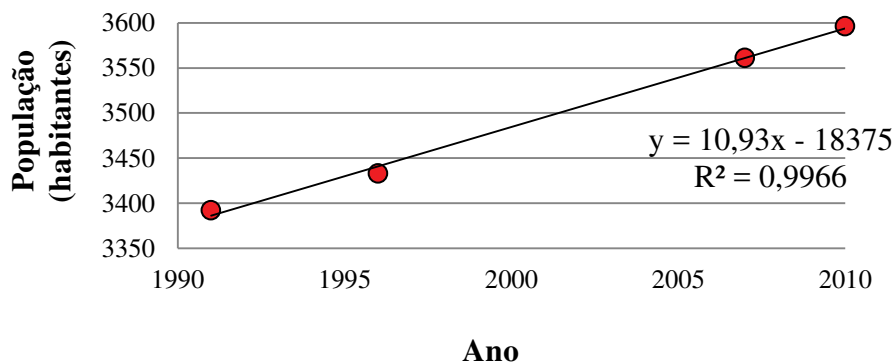
De posse do censo populacional realizado pelo IBGE (2017), na cidade de Romaria, mostrados na Tabela 1, pode-se confeccionar, com o auxílio do software Excel 2013, o gráfico de crescimento populacional. Em seguida criou-se uma linha de tendência, que por interpolação dos dados fornecidos, gerou uma equação que descreve o crescimento populacional, Equação 1. O gráfico populacional confeccionado a partir dos dados fornecidos pelo IBGE, bem como a equação que descreve a reta de crescimento populacional e seu coeficiente de determinação (R^2) são representados na Figura 2.

Tabela 1 – Crescimento populacional de Romaria – MG

Ano	População (hab.)
1991	3392
1996	3433
2007	3561
2010	3596

Fonte: IBGE (2017)

Figura 2 – Reta de crescimento populacional da cidade de Romaria – MG



Fonte: Autor (2017)

$$y = 10,93x - 1837 \quad (1)$$

Na qual:

y = População, em número de habitantes;

x = ano.

Portanto, utilizando-se a Equação 1, temos que a população nos anos de 2017 (início de plano) e 2037 (final de plano) serão, respectivamente, 3671 e 3889 habitantes.

3.2.2 Caracterização quantitativa dos esgotos afluentes à ETE

Para realizar o dimensionamento de uma Estação de Tratamento de Esgoto, devem-se estimar as vazões mínimas, média e máxima (VON SPERLING, p.57). Entretanto, para o cálculo destas vazões é necessário conhecer as vazões doméstica, industrial e de infiltração.

3.2.2.1 Cálculo da vazão doméstica média ($Q_{d \text{ méd}}$)

De acordo com Von Sperling (2005, p.57), usualmente a vazão doméstica é composta por esgotos oriundos de domicílios, bem como atividades comerciais e industriais, sendo estas duas ultimas com valores não significativos.

O cálculo da vazão doméstica média é dada pela Equação 2, apresentada por Von Sperling (2005, p. 77).

$$Q_{d \text{ méd}} = \frac{\text{Pop} \times \text{QPC} \times R}{86400} \quad (2)$$

Na qual:

$Q_{d \text{ méd}}$ = vazão doméstica média de esgotos, em L/s;

QPC = quota per capta de água, em L/hab.d. Segundo o Plano Municipal de Saneamento Básico (PMSB, 2015, p.29), Romaria não possui a macro medição de captação de água bruta na saída dos reservatórios e também não possui a micromedição nas edificações por meio de hidrômetros. Entretanto, o PMSB (2015, p. 31), considera o

consumo per capita como sendo 150 L/hab.dia (valor utilizado no cálculo de vazões de abastecimento de água em localidades de pequeno porte);

R = coeficiente de retorno. Segundo Von Sperling (2005, p. 77), adota-se usualmente $R = 0,8$;

Pop = população no ano desejado.

Logo, de posse da Equação 2, e dos dados apresentados acima, determinaram-se as vazões domésticas médias para os anos de 2017 e 2037, que são, respectivamente, 5,1 e 5,4 L/s.

3.2.2.2 Vazão de infiltração (Q_{inf})

Segundo Von Sperling (2005, p.80), a vazão de infiltração se dá através de tubos defeituosos, conexões, juntas ou paredes de poços de visita, onde a quantidade de água depende de vários fatores, como por exemplo, a extensão da rede coletora, diâmetro das tubulações, área servida, tipo de solo, profundidade do lençol freático, topografia e densidade populacional.

De posse do Anexo A, projeto da rede de esgotamento sanitário, fornecido pelo PMSB (2015, p. 95), e com o auxílio do software AutoCAD 2018, estimou-se o comprimento total da rede de esgoto em 17,9 km.

De acordo com a NBR 9649 (1986, p.7), a taxa de contribuição de infiltração está compreendida entre 0,05 a 1 L/s.km. Neste trabalho será adotado o valor médio de 0,3 L/s.km.

Logo, calculou-se a vazão de infiltração conforme a Equação 3.

$$Q_{inf} = T_{inf} \times L_{red} \quad (3)$$

Na qual:

Q_{inf} = vazão de infiltração, em L/s;

T_{inf} = taxa de infiltração, em L/s.km;

L_{red} = comprimento da rede de esgoto, em km.

Portanto, temos que a vazão de infiltração (Q_{inf}) será 5,4 L/s. É importante observar que o comprimento da rede, geralmente, não se altera no início e no fim do plano, logo a vazão de infiltração será a mesma para os anos de 2017 e 2037.

3.2.2.3 Vazão industrial (Q_{ind})

A vazão de esgoto gerada pela indústria depende do tipo e do porte da indústria, processo, grau de reciclagem, adoção de práticas de conservação da água, existência de pré-tratamento etc. Logo duas indústrias que produzam o mesmo produto, podem produzir vazões de despejo diferentes entre si (VON SPERLING, p. 82).

Segundo o PMSB (2015, p.31), a cidade de Romaria não apresenta indústrias de grande porte, havendo apenas uma serraria, que realiza a transformação de madeira in natura, da qual não se possui dados de consumo de água.

Entretanto, para este trabalho, considerou-se a vazão de águas residuárias industriais como sendo 4% da vazão doméstica. Logo, com base na Equação 4, calcularam-se as vazões industriais para início e final de plano.

$$Q_{ind} = Q_{d\text{ méd}} \times 0,04 \quad (4)$$

Na qual:

Q_{ind} = vazão de industrial, em L/s;

$Q_{d\text{ méd}}$ = vazão doméstica média, em L/s.

Portanto, as vazões industriais, no início e no fim de plano, serão, respectivamente, 0,20 e 0,22 L/s.

3.2.2.4 Vazão média ($Q_{méd}$)

Calcularam-se as vazões médias foi pela soma das vazões doméstica, de infiltração e industrial, no início e no final do plano, conforme a Equação 5.

$$Q_{méd} = Q_{d\text{ méd}} + Q_{inf} + Q_{ind} \quad (5)$$

Na qual:

$Q_{\text{méd}}$ = vazão média, em L/s;

$Q_{\text{d méd}}$ = vazão doméstica média, em L/s;

Q_{inf} = vazão de infiltração, em L/s;

Q_{ind} = vazão de industrial, em L/s.

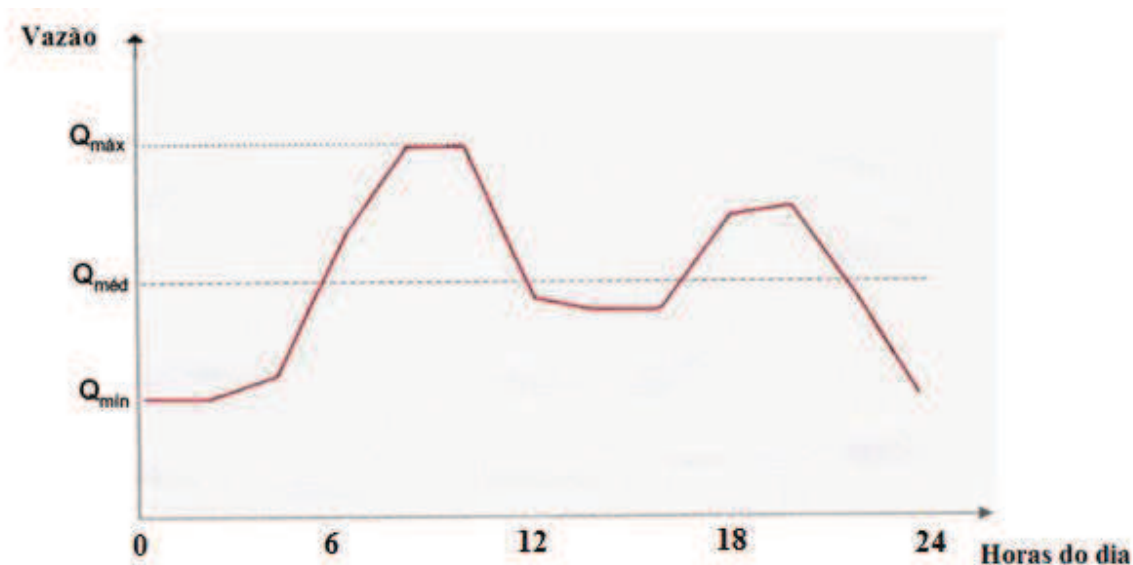
Logo, as vazões médias, em 2017 e 2037, serão respectivamente, 10,7 e 11 L/s.

3.2.2.5 Vazões máxima e mínima ($Q_{\text{máx}}$ e $Q_{\text{mín}}$)

De acordo com Von Sperling (2015, p. 78), a geração de águas residuárias varia ao longo do dia (variações horárias), da semana (variações diárias) e do ano (variações sazonais).

A Figura 3, apresentada por Von Sperling (2015, p.78), mostra o hidrograma típico da vazão afluyente a uma ETE ao longo do dia. Nela, podem-se observar dois picos principais: o pico do início da manhã (mais acentuado) e do início da noite (mais distribuído). A vazão média diária é aquela cujas quais as áreas acima e abaixo do valor médio se igualam.

Figura 3 – Hidrograma típico da vazão afluyente a uma ETE



Fonte: Von Sperling (2005, p. 78)

Adotam-se frequentemente os seguintes valores de variação da vazão média (VON SPERLING, 2005, p.78):

$K_1 = 1,2$ (coeficiente do dia de maior consumo);

$K_2 = 1,5$ (coeficiente da hora de maior consumo);

$K_3 = 0,5$ (coeficiente da hora de menor consumo).

Logo, as vazões máximas e mínimas de água podem ser calculadas utilizando-se as Equações 6 e 7.

$$Q_{\text{máx}} = (Q_{\text{d méd}} \times K_1 \times K_2) + Q_{\text{inf}} + Q_{\text{ind}} \quad (6)$$

$$Q_{\text{mín}} = (Q_{\text{d méd}} \times K_3) + Q_{\text{inf}} + Q_{\text{ind}} \quad (7)$$

Na qual:

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima, em L/s;

$Q_{\text{mín}}$ = vazão mínima, em L/s;

$Q_{\text{d méd}}$ = vazão doméstica média, em L/s;

Q_{inf} = vazão de infiltração, em L/s;

Q_{ind} = vazão de industrial, em L/s.

A Tabela 2 traz os valores das vazões máxima, média e mínima, encontradas para os anos de início de plano (2017) e final de plano (2037).

Tabela 2 – Vazões máximas e mínimas

Ano	Vazão máxima ($Q_{\text{máx}}$) [L/s]	Vazão média ($Q_{\text{méd}}$) [L/s]	Vazão mínima ($Q_{\text{mín}}$) [L/s]
2017	14,8	10,7	8,1
2037	15,3	11,0	8,3

Fonte: Autor

3.2.3 Determinação da temperatura

De acordo com Von Sperling (2005, p.29), a elevação da temperatura acarreta no aumento da taxa das reações físicas, químicas e biológicas, diminuem a solubilidade dos gases e aumenta a taxa de transferência de gases.

A Tabela 3, fornecida pelo site de pesquisa Clima-Data (2017), mostra a variação da temperatura ao longo dos meses na cidade de Romaria-MG.

Tabela 3 – Tabela climática de Romaria - MG

	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maio	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novembro	Dezembro
Temperatura média (°C)	22,5	22,4	21,8	20,6	18,7	17,6	18,1	19,7	21,5	21,9	22	21,8
Temperatura mínima (°C)	17,5	17,2	16,8	15	12,8	11,3	11,5	13,1	15,5	16,5	17,1	16,7
Temperatura máxima (°C)	27,5	27,7	26,8	26,3	24,9	24	24,7	26,4	27,5	27,4	26,9	26,9
Temperatura média (°F)	72,5	72,3	71,2	69,1	65,7	63,7	64,6	67,5	70,7	71,4	71,6	71,2
Temperatura mínima (°F)	63,5	63,0	62,2	59,0	54,7	52,3	52,7	55,6	59,9	61,7	62,8	62,1
Temperatura máxima (°F)	81,5	81,9	80,2	79,3	76,8	75,2	76,5	79,5	81,5	81,3	80,4	80,4
Chuva (mm)	274	190	185	80	30	8	10	9	44	141	219	271

Fonte: Clima-Data (2017)

Para o dimensionamento de uma ETE, deve-se conhecer a temperatura média no mês mais frio do ano (temperatura crítica para o dimensionamento). De acordo com a Tabela 3, a temperatura crítica será de $T_{\min}^{\circ} = 17,6^{\circ}\text{C}$.

3.2.4 Parâmetros de qualidade do efluente

A Tabela 4, fornecida pelo Plano Municipal de Saneamento Básico (PMSB) da cidade de Romaria-MG traz os parâmetros de qualidade do efluente medidos na entrada da estação de tratamento secundária, e os valores limites definidos pela Resolução CONAMA 430/2011.

Embora estes parâmetros que foram mensurados sejam apenas para um bairro da cidade, adotaram-se estes mesmos dados para a cidade inteira.

Tabela 4 – Parâmetros de qualidade do efluente do esgoto e os limites definidos pela Resolução CONAMA 430/2011

PARÂMETRO	RESULTADO		RESOLUÇÃO Nº 430
	ENTRADA DA ETE	SAÍDA DA ETE	
pH	6,28	6,78	Entre 5 a 9
DBO ₅	390 mg/L	120 mg/L	De DBO 5 dias a 20°C: Máximo de 120 mg/L, sendo que este limite somente poderá ser ultrapassado no caso de efluente de sistema de tratamento com eficiência de remoção mínima de 60% de DBO para lançamento direto de efluentes oriundos de sistemas de tratamento de esgotos sanitários
Nitrogênio amoniacal total	49 mg/L	142 mg/L	Máximo 20 mg/L
Materiais sedimentáveis	8 mL/L	0,1 mL/L	Até 1 mL/L

Fonte: PMSB (2015, p.40)

É importante salientar que o parâmetro nitrogênio amoniacal total apresentou, na saída da estação de tratamento secundária, uma concentração superior ao limite definido na Resolução CONAMA 430/2011. Desta forma evidenciando que o processo de nitrificação é potencializado na ETE.

3.3 Tratamento preliminar

O tratamento preliminar tem por objetivo, principalmente, à remoção de sólidos grosseiros e areia, através de mecanismos de remoção de ordem física. Este sistema conta com, além dos mecanismos de remoção física, uma unidade para a medição de vazão (ex: calha Parshall) (VON SPERLING, 2015, p. 264).

Segundo Von Sperling (2015, p. 265), este tipo de tratamento tem por função: proteger os equipamentos de transporte de esgoto (bombas e tubulações), proteger as unidades de tratamento subsequentes e proteger o corpo receptor do efluente tratado.

A Figura 4 ilustra o formato mais comum, e que foi adotado neste trabalho, para o tratamento preliminar.

Figura 4 – Fluxograma típico do tratamento preliminar



Fonte: Adaptado de Jordão e Volschan Jr. (2009)

Para facilitar a visualização, bem como, a compreensão do sistema calculado nos itens subsequentes, fez-se o Apêndice A, contendo um esquema em planta e em corte do tratamento preliminar.

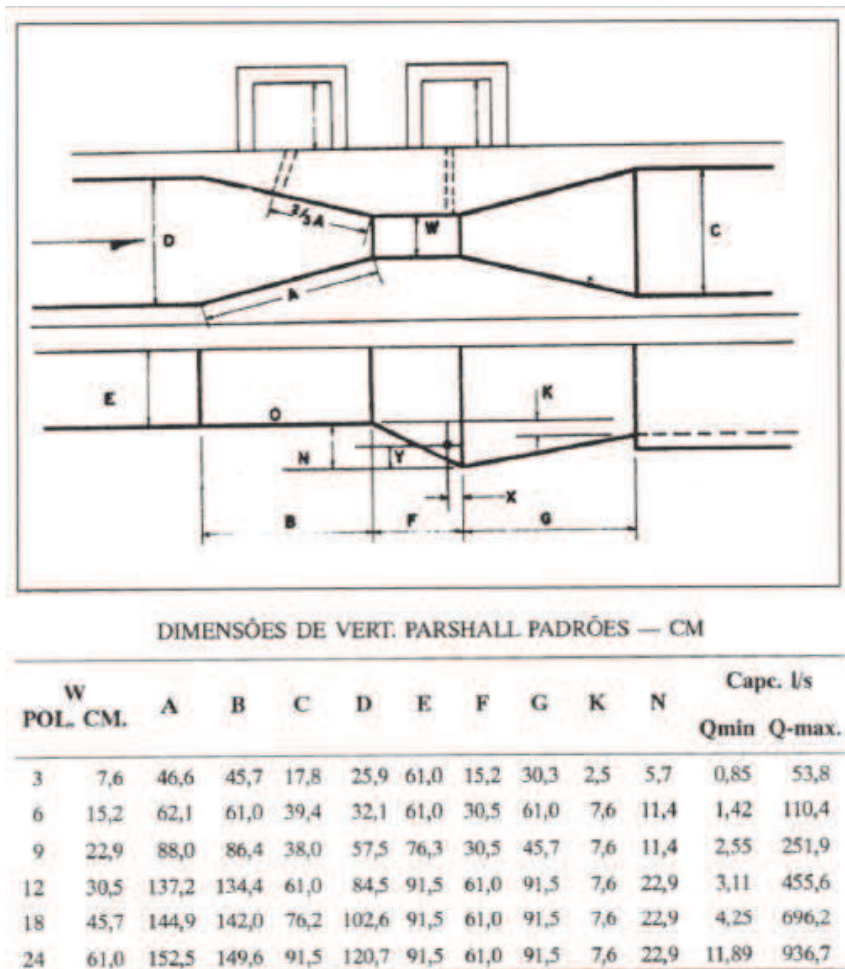
3.3.1 Dimensionamento do tratamento preliminar

3.3.1.1 Seleção da calha Parshall

Selecionou-se a calha Parshall mais adequada a partir da vazão máxima para o ano de 2037 ($Q_{\text{máx}} = 15,3 \text{ L/s}$), e da ficha técnica do fornecedor.

A Figura 5 mostra a ficha técnica de um medidor de vazão de conduto livre genérico.

Figura 5 – Quadro de capacidades e dimensões internas do medidor de vazão



Fonte: Salla (2017a)

Portanto, de acordo com a vazão máxima, escolheu-se a calha Parshall com seção de estrangulamento (W) de 3", ou seja, 7,6 cm.

- **Alturas d'água na calha Parshall (h₂)**

Utilizou-se a Equação 8, fornecida por Salla (2017a, p. 33) para calcular as alturas d'água a seção estrangulada (W) da calha Parshall.

$$Q = 2,2 \times W \times h_2^{\left(\frac{3}{2}\right)} \quad (8)$$

Na qual:

Q = vazão, em m³/s;

W = largura da seção estrangulada (garganta), em m;

h_2 = altura d'água na base horizontal do Parshall, em m.

Substituindo-se $W = 0,076$ m na Equação 8, pode-se escrever a Equação 9.

$$Q = 0,1672 \times h_2^{\left(\frac{3}{2}\right)} \quad (9)$$

Portanto, com base na Equação 9, determinou-se as alturas na calha Parshall (h_1) para as vazões máxima, média e mínima.

$$Q_{\text{máx}} = 15,3 \text{ L/s} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{2 \text{ máx}} = 0,203 \text{ m} = 20,3 \text{ cm}$$

$$Q_{\text{méd}} = 11,0 \text{ L/s} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{2 \text{ méd}} = 0,163 \text{ m} = 16,3 \text{ cm}$$

$$Q_{\text{mín}} = 8,1 \text{ L/s} = 0,008 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{2 \text{ mín}} = 0,133 \text{ m} = 13,3 \text{ cm}$$

- **Rebaixo do Parshall (z)**

Segundo Salla (2017a, p.36), a Equação 10 descreve a relação entre as vazões máxima e mínima e a diferença entre as alturas d'água na base horizontal da calha Parshall, máxima e mínima, com a altura do rebaixo (degrau).

$$\frac{Q_{\text{máx}}}{Q_{\text{mín}}} = \frac{h_{2 \text{ máx}} - z}{h_{2 \text{ mín}} - z} \quad (10)$$

Na qual:

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima, em m^3/s ;

$Q_{\text{mín}}$ = vazão mínima, em m^3/s ;

$h_{2 \text{ máx}}$ = altura d'água máxima na base horizontal da calha Parshall, em m;

$h_{2 \text{ mín}}$ = altura d'água mínima na base horizontal da calha Parshall, em m;

z = altura do degrau antes da calha Parshall, em m.

Logo, substituindo-se os devidos valores na Equação 10, conclui-se que a altura do degrau (z) será de 0,054 m, ou seja, 5,4 cm.

3.3.1.2 Dimensionamento da caixa de areia

As caixas de areia ou desarenadores são parte do sistema responsável pela remoção da areia nos esgotos, através do processo de sedimentação simples (VON SPERLING, 2005, p.266).

- **Altura da caixa de areia (h_1)**

Calcularam-se as alturas d'água na caixa de areia através da diferença entre a altura d'água na base horizontal da calha Parshall e a altura do degrau entre a caixa de areia e o medidor de vazão, segundo a Equação 11 (SALLA, 2017a, p. 36).

$$h_1 = h_2 - z \quad (11)$$

Logo, para as vazões máxima, média e mínima, tem-se as seguintes alturas na caixa de areia:

$$Q_{\text{máx}} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{1 \text{ máx}} = 0,149 \text{ m} = 14,9 \text{ cm}$$

$$Q_{\text{méd}} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{1 \text{ méd}} = 0,109 \text{ m} = 10,9 \text{ cm}$$

$$Q_{\text{mín}} = 0,008 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow h_{1 \text{ mín}} = 0,079 \text{ m} = 7,9 \text{ cm}$$

- **Largura da caída de areia (b)**

De acordo com a NBR 12209 (2011, p.13), para os desarenadores de fluxo horizontal e seção retangular (tipo canal), deve-se garantir que a velocidade de escoamento esteja compreendida entre 0,25 a 0,40 m/s. Portanto, para este trabalho, fixou-se a velocidade de escoamento (V), em 0,30 m/s.

Logo, calculou-se a largura da caixa de areia (b) conforme a Equação 12.

$$S_{\text{méd}} = b \times h_{1 \text{ méd}} = \frac{Q_{\text{méd}}}{V} \rightarrow b = \frac{Q_{\text{méd}}}{V \times h_{1 \text{ méd}}} \quad (12)$$

Na qual:

$S_{\text{méd}}$ = área média da seção transversal da calha Parshall, em m^2 ;

b = largura da caixa de areia, em m;

$h_{1\text{ méd}}$ = altura média d'água na caixa de areia gerada pela vazão média, em m;

$Q_{\text{méd}}$ = vazão média afluyente à ETE, m^3/s ;

V = velocidade do esgoto, em m/s .

Portanto, a largura da caixa de areia, será de 0,34 m, ou seja, 34 cm.

Para garantir que a velocidade de escoamento esteja na faixa estipulada pela NBR 12209, calculou-se as velocidades geradas pelas vazões máxima e mínima afluyente a ETE, com base na Equação 13.

$$V = \frac{Q}{b \times h_1} \quad (13)$$

Na qual:

V = velocidade do esgoto, em m/s ;

Q = vazão afluyente à ETE, m^3/s ;

b = largura da caixa de areia, em m;

h_1 = altura d'água na caixa de areia.

Logo:

$$Q_{\text{máx}} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow V_{\text{máx}} = 0,305 \text{ m/s}$$

$$Q_{\text{mín}} = 0,008 \text{ m}^3/\text{s} \rightarrow V_{\text{mín}} = 0,305 \text{ m/s}$$

Portanto, os limites de velocidade recomendados pela NBR 12209 foram respeitados.

- **Comprimento da caixa de areia (L)**

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 14), a taxa de escoamento superficial deve estar compreendida entre 600 a 1300 $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Com base na Equação 14, e arbitrando uma taxa de escoamento superficial igual a 1300 m³/m².d, ou seja, 0,01505 m³/m².s, para a vazão máxima (Q_{máx}), calculou-se a área da caixa de areia (A).

$$\frac{Q}{A} = 0,01505 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times s \quad (14)$$

Assim:

$$A = \frac{0,015 \text{ m}^3/s}{0,01505 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times s} = 1,02 \text{ m}^2$$

Neste trabalho, foram adotadas caixas de areia prismáticas de base retangular, logo, a área da base pode ser calculada através da Equação 15.

$$A = b \times L \quad (15)$$

Logo:

$$L = \frac{A}{b} = \frac{1,02}{0,34} = 3,02 \text{ m}$$

Portanto, temos que o comprimento da caixa de areia será de 3,02 m.

- **Profundidade do depósito de areia (P)**

Considerando-se a retenção de 30 L de material a cada 1000 m³ de esgoto, ou seja, 30.10⁻⁶ L de material retido por litro de esgoto e a vazão média de esgoto (Q_{méd} = 11,0 L/s = 949811 L/d), tem-se que em um dia serão retidos 28,5 L/d.

Logo, arbitrando-se o período de limpeza da caixa de areia a cada 14 dias, serão retidos, aproximadamente, 399 L, portanto, 0,399 m³ de material.

Considerando que o material retido se distribui de forma homogênea ao longo do desarenador e conhecendo a área da base da caixa de areia, pode-se determinar profundidade da caixa de areia por meio da Equação 16.

$$P = \frac{M_R}{A} \quad (16)$$

Na qual:

P = profundidade do depósito da caixa de areia, em m;

M_R = volume de material retido entre os períodos de limpeza ($M_R = 0,399 \text{ m}^3$);

A = área da base da caixa de areia ($A = 1,02 \text{ m}^2$).

Portanto, a profundidade do coletor de areia, será de $P = 0,39 \text{ m}$, ou seja, 39 cm.

De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 13), na parte inferior e ao longo do canal deve-se adotar um espaço para a acumulação de material sedimentável, com profundidade mínima de 0,20 m, o que é atendido pela profundidade calculada.

3.3.1.3 Dimensionamento do gradeamento

Segundo Von Sperling (2005, p. 265), as grades têm por objetivo remover os sólidos grosseiros, onde, no gradeamento, os materiais com dimensões maiores do que o espaçamento entre as barras é retido.

De acordo com a NBR 12209 (2011, p.11), e a NBR 12208 (1992, p. 3), as grades de barras são classificadas de acordo com o espaçamento, como: grade grossa (espaçamento de 40 a 100 mm), grade média (espaçamento de 20 a 40 mm) e grade fina (10 a 20 mm).

A Figura 6 apresenta os tipos e as seções das barras mais comuns utilizadas no gradeamento.

Figura 6 – Dimensões usuais das barras das grades

TIPO	ABERTURA	SEÇÃO DA BARRA
GRADE GROSSEIRA	40 mm a 100 mm	10x50mm ($\frac{3}{8} \times 2''$) 10x60mm ($\frac{3}{8} \times 2\frac{1}{2}''$) 13x40mm ($\frac{1}{2} \times 1\frac{1}{2}''$) 13x50mm ($\frac{1}{2} \times 2''$)
GRADE MÉDIA	20 mm a 40 mm	8x50mm ($\frac{5}{16} \times 2''$) 10x40mm ($\frac{3}{8} \times 1\frac{1}{2}''$) 10x50mm ($\frac{3}{8} \times 2''$)
GRADE FINA	10 mm a 20 mm	6x40mm ($\frac{1}{4} \times 1\frac{1}{2}''$) 8x40mm ($\frac{5}{16} \times 1\frac{1}{2}''$) 10x40mm ($\frac{3}{8} \times 1\frac{1}{2}''$)

Fonte: Salla (2017a, p. 6)

Arbitrou-se para este trabalho a abertura entre as barras (a) de 25 mm e seção da barra de 10 x 40 mm, portanto, segundo a NBR 12209, será adotado o sistema de gradeamento médio.

- **Inclinação (i), velocidade (v_g) e área útil (A_u) da grade**

Sabendo-se que a $Q_{m\acute{a}x} = 15,3$ L/s e que segundo a NBR 12209 (2011, p. 11), para vazões menores que 100 L/s, utilizamos de limpeza manual. Logo, a inclinação a ser adotada deverá ser compreendida entre o intervalo de 45° a 60° (NBR 12209, 2011, p.12). Portanto, neste trabalho, a inclinação do gradeamento (i) será de 45°.

Recomenda-se também, que a velocidade máxima através da grade (v_g) para a vazão final não ultrapasse 1,2 m/s (NBR 12209, p.12). Logo, adotar-se-á, uma velocidade de 0,9 m/s.

Com base nos dados anteriores, e pela Equação 17, calculou-se a área útil.

$$A_u = \frac{Q_{m\acute{a}x}}{v_g} \quad (17)$$

Na qual:

A_u = área útil da grade, em m²;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluente, em m³/s;

v_g = velocidade fixada através do gradeamento, em m/s.

Portanto, a área útil da seção do gradil, será de $A_u = 0,017 \text{ m}^2$.

- **Área transversal do canal (S) e largura do canal (B)**

Calculou-se a área transversal do canal (S), conforme a Equação 18.

$$S = A_u \times \frac{a+t}{a} \quad (18)$$

Na qual:

S = área transversal, em m²;

A_u = área útil do canal ($A_u = 0,017 \text{ m}^2$);

a = espaçamento entre barras ($a = 0,0025 \text{ m}$);

t = espessura das barras ($t = 0,0010 \text{ m}$);

Assim, a área da seção transversal do canal, será $S = 0,024 \text{ m}^2$.

Sabendo-se que o canal possui geometria prismática com base retangular, calculou-se a largura da base do canal através da Equação 19.

$$B = \frac{S}{h_{1 \text{ máx}}} \quad (19)$$

Na qual:

B = largura do canal, em m;

S = área transversal ($S = 0,024 \text{ m}^2$);

$h_{1 \text{ máx}}$ = altura da caixa de areia gerada pela vazão máxima ($h_{1 \text{ máx}} = 0,149 \text{ m}$);

Portanto, a largura do canal será $B = 0,16 \text{ m}$, ou seja, 16 cm.

- **Verificação da velocidade para $Q_{\min}$**

Segundo a NBR 12209 (2011, p.12), deve-se garantir, pelo menos uma vez ao dia, desde o início da operação, uma velocidade igual ou superior a 0,40 m/s.

Assim, da equação da continuidade:

$$V_{\min} = \frac{Q_{\min}}{B \times h_{1 \min}} = \frac{0,008}{0,16 \times 0,079} = 0,64 \text{ m/s}$$

Portanto, a velocidade mínima no canal está sendo atendida.

- **Verificação da perda de carga na grade (h_f)**

Segundo a NBR 12209 (2011, p.12), para os casos em que a limpeza da grade será feita de forma manual, calcula-se a perda de carga para uma obstrução crítica de 50%.

Logo, considerando uma obstrução crítica de 50% na grade, sabe-se que, da equação da continuidade, para uma mesma vazão, e para uma área reduzida pela metade (obstruída), a velocidade através da grade dobra, logo, $V_{g \text{ obs}} = 2 \times 0,9 = 1,8 \text{ m/s}$.

Assim, pode-se calcular a perda de carga (h_f), conforme a Equação 20.

$$h_f = 1,43 \times \frac{V_{g \text{ obs}}^2 - V_{g \text{ máx}}^2}{2 \times g} \quad (20)$$

Na qual:

h_f = perda de carga na grade, em m;

$V_{g \text{ obs}}$ = velocidade na grade com 50% de obstrução ($V_{g \text{ obs}} = 1,8 \text{ m/s}$);

$V_{g \text{ máx}}$ = velocidade máxima gerada devido à vazão máxima (Equação 21);

g = aceleração da gravidade ($g = 9,81 \text{ m/s}^2$).

$$V_{g \text{ máx}} = \frac{Q_{\text{máx}}}{B \times h_{1 \text{ máx}}} \quad (21)$$

Na qual:

$V_{g \text{ obs}}$ = velocidade na grade com 50% de obstrução, em m/s;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima na grade ($Q_{\text{máx}} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$);

B = largura do canal ($B = 0,16 \text{ m}$);

$h_{1 \text{ máx}}$ = altura da caixa de areia gerada pela vazão máxima ($h_{1 \text{ máx}} = 0,149 \text{ m}$).

Logo a velocidade máxima no gradeamento será de $V_{g \text{ máx}} = 0,64 \text{ m/s}$.

Portanto, a perda de carga, ocasionada pelo gradeamento médio, será $h_f = 0,206 \text{ m}$.

De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 12), a perda de carga mínima, para grades de limpeza manual, a ser considerada no estudo das condições de escoamento de montante é 0,15 m. Então, como a perda de carga calculada é superior ao exigido em norma, o gradeamento médio adotado está bem dimensionado para este critério.

3.3.1.4 Dimensionamento da tubulação de alimentação de esgoto

De acordo com Salla (2017a) para evitar o remanso do emissário, deve-se construir um degrau de altura x , de acordo com a Equação 22.

$$x = h_f + h_{1 \text{ máx}} - y \quad (22)$$

Na qual:

x = altura do degrau, em m;

h_f = a perda de carga na grade ($h_f = 0,206 \text{ m}$);

$h_{1 \text{ máx}}$ = altura da caixa de areia gerada pela vazão máxima ($h_{1 \text{ máx}} = 0,149 \text{ m}$);

y = lâmina líquida na tubulação de entrada da ETE. Segundo o Anexo A, fornecido pelo PMSB (2015, p.95), o diâmetro da tubulação que antecede a ETE é de 150 mm, e a relação entre a altura da lâmina de água e o diâmetro do tubo (y/d) é de no máximo 0,75 (esta relação é necessária para manter as tubulações trabalhando como condutos livres e totalmente ventilados) (PMSB, 2005, p.73). Portanto, $y < 0,1125$.

Portanto, substituindo-se os valores na equação, tem-se que, a altura do degrau será $x = 0,24 \text{ m}$, ou seja, 24 cm.

3.3.1.5 Determinação da área total para o tratamento preliminar

Utilizando-se o recurso “Área” do software AutoCAD no desenho em planta e em escala do tratamento preliminar, tem-se que a área necessária para a implantação do tratamento preliminar será de 5,5 m². Por segurança, adotou-se um valor 30% maior. Portanto a $A_T = 7,15 \text{ m}^2$.

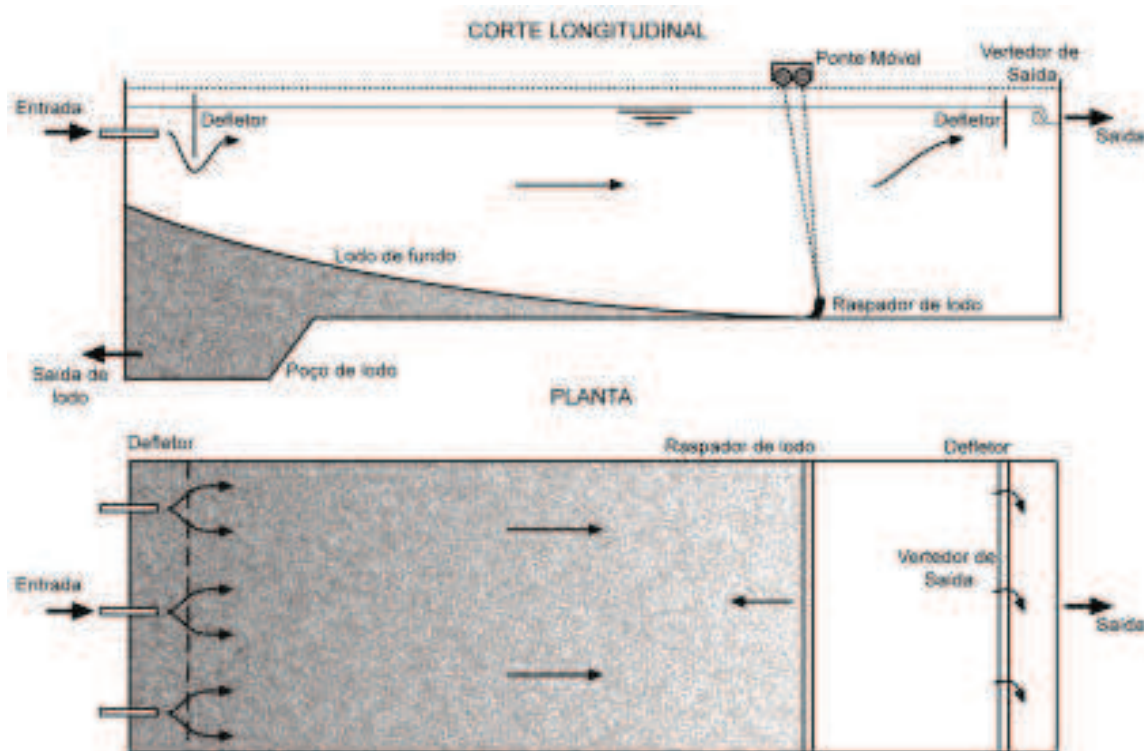
3.4 Tratamento primário

O tratamento primário destina-se à remoção de sólidos em suspensão sedimentáveis e sólidos flutuantes, pois, mesmo após passarem pelas unidades de tratamento preliminar, o esgoto, contém ainda, sólidos em suspensão não grosseiros que podem ser parcialmente removidos em uma unidade de sedimentação (VON SPERLING, 2005, p. 269).

Segundo Von Sperling (2005, p. 269), uma parte significativa dos sólidos em suspensão é composta pela matéria orgânica em suspensão. Logo, sua remoção, por processos de sedimentação, implica também, na redução da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) que será direcionada ao tratamento subsequente, onde sua remoção seria de certa forma, mais onerosa economicamente.

Neste trabalho foram utilizados tanques de decantação retangulares de fluxo horizontal, Figura 7, onde, os esgotos irão fluir de forma lenta, permitindo assim, que os sólidos com densidade maior do que a do meio líquido, sedimentem, formando assim, uma massa sólida (lodo primário bruto), no fundo do decantador (VON SPERLING, 2005, p. 269).

Figura 7 – Decantador retangular de fluxo horizontal



Fonte: Von Sperling (2005, p.271)

Após um período pré-estabelecido, este lodo primário bruto será retirado, de forma mecanizada, através de uma tubulação única em tanques de pequenas dimensões ou por meio de raspadores mecânicos e bombas, em tanques maiores. Materiais flutuantes (como por exemplo, graxas e óleos), que possuem uma densidade maior que a do líquido, sobem para a superfície dos decantadores, onde serão coletados e removidos para posterior tratamento (VON SPERLING, 2005, p. 269).

Segundo Von Sperling (2005, p. 269), a eficiência de remoção de sólidos suspensos gira em torno de 60 a 70%, e a DBO em torno de 25 a 35%. Neste trabalho, dimensionou-se o decantador primário, para remover ao menos 70% dos sólidos em suspensão.

Por fim, nota-se que este tipo de sistema não precede todos os sistemas de tratamento de esgoto secundário, como é o caso do sistema desarenador. Apenas fez-se necessário no tratamento secundário por filtro biológico percolador e tratamento secundário por lodo ativado.

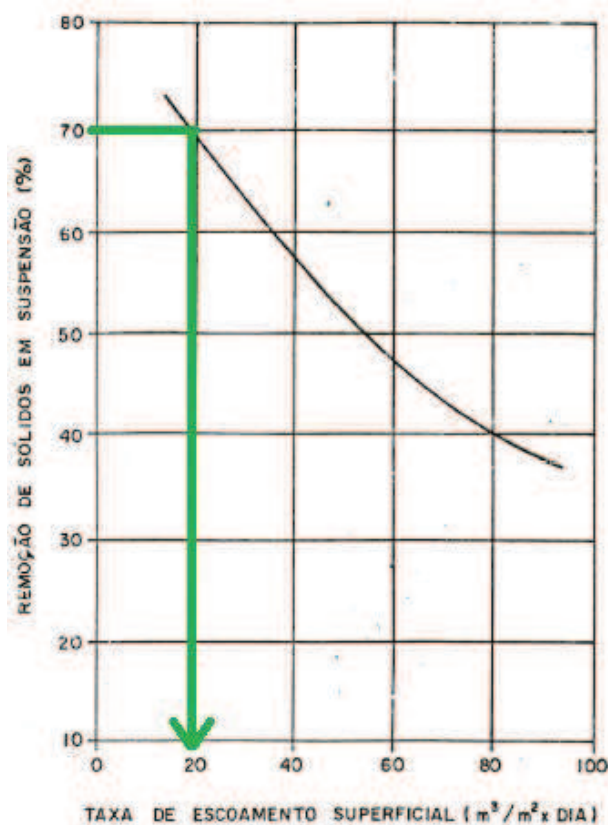
3.4.1 Dimensionamento do decantador primário

- Taxa de escoamento superficial ($T_{esc\ sup}$)

De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 6), a taxa de escoamento superficial é a relação entre a vazão afluyente do líquido de uma unidade de tratamento e a área horizontal na qual essa vazão é distribuída, em $m^3/m^2.d$.

Com o auxílio da Figura 8, gráfico que correlaciona a taxa de escoamento superficial ($m^3/m^2.d$) com a porcentagem de redução de sólidos em suspensão (%), determinou-se a taxa de escoamento superficial.

Figura 8 – Relação entre a taxa de escoamento superficial e, a remoção de sólidos em suspensão para esgotos sanitários



Fonte: NB 570 (1990)

Portanto, de acordo com o gráfico, para um decantador primário de fluxo horizontal com remoção de sólidos (SS) em suspensão em 70%, a taxa de escoamento superficial será de $20 m^3/m^2.d$.

- **Profundidade (H_{dec}) e número de unidades do decantador**

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 15), recomenda-se que a profundidade mínima de água no decantador seja superior a 3,5 m (valores inferiores devem ser justificados). Entretanto, será adotado $H_{dec} = 2$ m, pois, caso sejam adotados valores maiores, o tempo de detenção hidráulico, para a vazão média, ultrapassaria o permitido.

Ainda segundo a NBR 12209 (2011, p. 14), para estações de tratamento com vazão de dimensionamento superior a 250 L/s, deve-se adotar mais de um decantador primário. Entretanto, como $Q_{máx} = 15,3 \text{ L/s} < 250 \text{ L/s}$, pode-se adotar uma unidade, porém, por facilidade de operação do sistema (em que a remoção ocorre de forma mecanizada), adotaram-se duas unidades.

- **Área (A_{dec}) e volume útil ($V_{ol dec}$) do decantador**

Determinou-se a área do decantador conforme a Equação 23.

$$\frac{Q_{máx}}{A_{dec} \times N_{dec}} = T_{esc sup} \rightarrow A_{dec} = \frac{Q_{máx}}{T_{esc sup} \times N_{dec}} \quad (23)$$

Na qual:

A_{dec} = área para um decantador primário, em m^2 ;

$Q_{máx}$ = vazão máxima afluyente ($Q_{máx} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{d}$);

N_{dec} = número de decantadores ($N_{dec} = 2$);

$T_{esc sup}$ = taxa de escoamento superficial ($T_{esc sup} = 20 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$).

Portanto, a área do decantador será $A_{dec} = 33,08 \text{ m}^2$.

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 15), considera-se o volume útil do decantador primário, como sendo, produto entre a área de decantação e a profundidade mínima adotada (Equação 24).

$$V_{ol dec} = A_{dec} \times H_{dec} \quad (24)$$

Na qual:

$V_{ol\ dec}$ = volume útil de um decantador, em m^3 ;

A_{dec} = área do decantador primário ($A_{dec} = 33,08\ m^2$);

H_{dec} = Altura do nível mínimo de água no decantador ($H_{dec} = 2\ m$).

Assim, o volume útil no decantador será de $V_{ol\ dec} = 66,16\ m^3$, porem, como serão instalados dois decantadores:

$$V_{ol\ total\ dec} = N_{dec} \times V_{ol\ dec} = 2 \times 66,16 = 132,32\ m^3$$

- **Tempo de detenção hidráulica (t_{hid})**

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 6), o tempo de detenção hidráulica é a relação entre o volume útil de uma unidade de tratamento e a vazão afluyente, expressa em horas, dias ou unidade equivalente (Equação 25).

$$t_{hid} = \frac{V_{ol\ total\ dec}}{Q} \quad (25)$$

Na qual:

t_{hid} = tempo de detenção hidráulica, em h;

$V_{ol\ total\ dec}$ = volume útil total dos decantadores ($V_{ol\ total\ dec} = 132,32\ m^3$);

Q = vazão considerada, em m^3/h .

A NBR 12209 (2011, p.14), estipula que o tempo de detenção hidráulica para a vazão média deve ser inferior ou igual a 3h e, para a vazão máxima, deve ser superior ou igual 1h. Portanto, fez-se necessária a seguinte análise:

$$\text{Para } Q_{m\acute{a}x} = 55,1 \frac{m^3}{h} \rightarrow t_{hid} = \frac{132,32}{55,1} = 2,4\ h > 1\ h\ (OK!)$$

$$\text{Para } Q_{m\acute{e}d} = 39,6 \frac{m^3}{h} \rightarrow t_{hid} = \frac{132,32}{39,6} \cong 3,0\ h \leq 3\ h\ (OK!)$$

Portanto, os tempos de detenção respeitam as exigências normativas.

- **Dimensões do decantador**

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 15), para decantadores retangulares, a relação largura/profundidade mínima de água deve ser igual ou superior a 2:1. Portanto, como a profundidade do decantador (H_{dec}) é 2, adotou-se a largura mínima do decantador (b_{dec}) de 4 metros.

Assim, com a largura do decantador arbitrada, calculou-se o comprimento dos decantadores (L_{dec}) conforme a Equação 26.

$$A_{dec} = b_{dec} \times L_{dec} \quad \rightarrow \quad L_{dec} = \frac{A_{dec}}{b_{dec}} \quad (26)$$

Na qual:

L_{dec} = comprimento do decantador, em m;

A_{dec} = área do decantador ($A_{dec} = 33,08 \text{ m}^2$);

b_{dec} = largura do decantador ($b_{dec} = 4 \text{ m}$).

Portanto, o comprimento do decantador adotada será $L_{dec} = 8,27 \text{ m}$.

Entretanto, segundo a NBR 12209 (2011, p.15), a relação entre o comprimento e a profundidade de água deve ser igual ou superior a 4:1, ou seja, $L_{dec}/b_{dec} \geq 4$.

$$\text{Portanto: } \frac{L_{dec}}{H_{dec}} = \frac{8,27}{2} = 4,1 \geq 4 \text{ (OK!)}$$

Ainda segundo a NBR 12209 (2011, p.15), deve-se observar se a relação comprimento/largura é igual ou superior a 2:1.

$$\text{Assim: } \frac{L_{dec}}{b_{dec}} = \frac{8,27}{4} = 2,1 \geq 2 \text{ (OK!)}$$

Logo, conclui-se que as relações entre a base, o comprimento e a altura atendem as exigências normativas vigentes.

- **Velocidade horizontal de escoamento ($v_{h\text{ esc}}$)**

A velocidade horizontal de escoamento ($v_{h\text{ esc}}$) foi calculada conforme a Equação 27

$$v_{h\text{ esc}} = \frac{Q_{\text{máx}}}{b_{\text{dec}} \times H_{\text{dec}}} \quad (27)$$

Na qual:

$v_{h\text{ esc}}$ = velocidade horizontal de escoamento, em m/s;

$Q_{\text{máx}}$ = velocidade máxima ($Q_{\text{máx}} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$);

B_{dec} = largura do decantador ($b_{\text{dec}} = 4 \text{ m}$);

H_{dec} = profundidade mínima do decantador ($H_{\text{dec}} = 2 \text{ m}$).

Logo, a velocidade horizontal de escoamento será $v_{h\text{ esc}} = 0,0019 \text{ m/s}$, ou seja, $1,9 \text{ mm/s}$.

É importante salientar que, segundo a NBR 12209 (2011, p.15), a velocidade de escoamento horizontal, para decantadores retangulares, deve ser igual ou inferior a 50 mm/s . Portanto, este requisito está sendo atendido.

- **Remoções esperadas**

Primeiramente, calculou-se a área superficial do decantador ($A_{s\text{ dec}}$), conforme a Equação 28.

$$A_{s\text{ dec}} = b_{\text{dec}} \times L_{\text{dec}} \quad (28)$$

Na qual:

$A_{s\text{ dec}}$ = área superficial do decantador, em m^2 ;

b_{dec} = largura do decantador ($b_{\text{dec}} = 4 \text{ m}$);

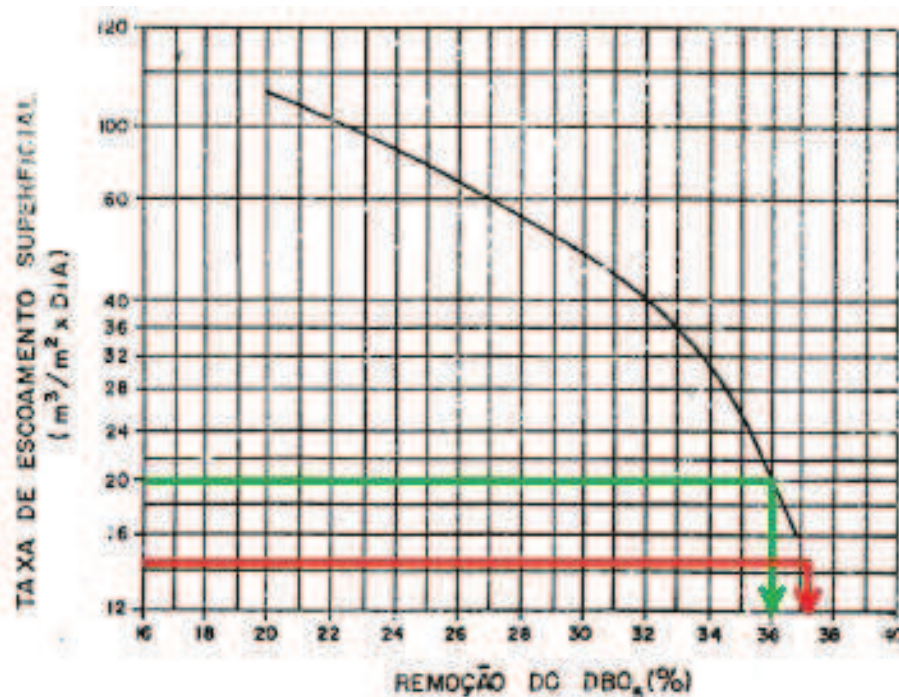
L_{dec} = comprimento do decantador ($L_{\text{dec}} = 8,27$).

Assim, a área superficial do decantador, será de $33,1 \text{ m}^2$.

Em seguida, de posse da Equação 23, para as vazões máxima e média, calculou-se a taxa de escoamento superficial ($T_{\text{esc sup}}$), $20,0$ e $14,4 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, respectivamente.

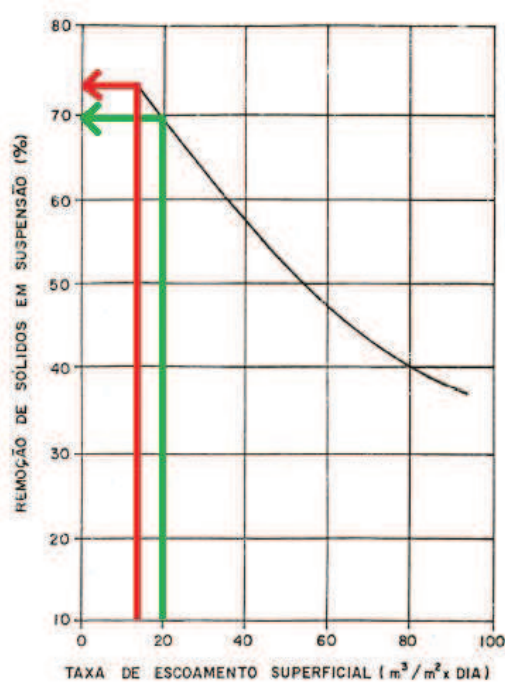
Por fim, determinou-se a porcentagem de remoção do DBO_5 e a porcentagem de remoção de sólidos em suspensão (SS), para as vazões máxima e média, com o auxílio das Figuras 9 e 10.

Figura 9 – Taxa de escoamento superficial x remoção do DBO_5



Fonte: NBR NB-570 (1990)

Figura 10 – Remoção de sólidos em suspensão x taxa de escoamento superficial



Fonte: NBR NB-570 (1990)

Para facilitar a visualização dos resultados obtidos neste subitem, fez-se a Tabela 5.

Tabela 5 – Remoção de SS e DBO₅ para as vazões máxima e média

Q (L/s)	Q (m ³ /dia)	A _{s dec} (m ²)	T _{esc sup} (Q/A) (m ³ /m ² .d)	Remoção (%)	
				SS	DBO ₅
15,3	1323,2	33,1	20,0	70	36
11,0	949,8	33,1	14,4	74	37,3

Fonte: Autor (2017)

3.4.1.1 Dimensionamento dos poços de lodo

- **Tempo de armazenamento do lodo (t_{arm})**

Segundo Salla (2017b, p 2), é conveniente arbitrar o tempo de armazenamento do lodo em 12 horas, assim, evita-se a operação de descarga durante a noite.

- **Massa de sólidos em suspensão (M_{SS})**

Considerando o esgoto com concentração média de sólidos suspensos (C_{SS}) na faixa de 220 mg/L (SALLA, 2017b), e considerando a vazão média (Q_{méd} = 11,0 L/s), ou seja, com taxa de remoção de sólidos em suspensão de 74% (Tabela 5), determinou-se a massa de sólidos em suspensão conforme a Equação 29.

$$M_{SS} = C_{SS} \times R_{SS} \times \frac{Q_{méd}}{N_{dec}} \times t_{arm} \quad (29)$$

Na qual:

M_{SS} = massa de sólidos em suspensão, em kgSS/12h;

C_{SS} = concentração de sólidos suspensos (C_{SS} = 220×10⁻⁶ kg/L);

R_{SS} = remoção de sólidos em suspensão (R_{SS} = 0,74);

Q_{méd} = vazão média do esgoto (Q_{méd} = 11,0 L/s);

N_{dec} = quantidade de decantadores (N_{dec} = 2);

t_{arm} = tempo de armazenamento (t_{arm} = 43200 s).

Portanto, a massa de sólidos em suspensão será de 38,66 kg a cada 12 horas de retenção.

- **Volume de lodo produzido em 12 horas**

Para o cálculo do volume de lodo gerado em 12 horas de decantação primária, utilizou-se a Equação 30.

$$V_{\text{Lodo}} = \frac{M_{\text{SS}}}{\rho \times \left(\frac{\gamma_{\text{Lodo}}}{\gamma} \right) \times C_{\text{SS Lodo}}} \quad (30)$$

Na qual:

V_{Lodo} = volume de lodo produzido, em m³;

M_{SS} = massa de sólidos em suspensão (38,66 kgSS);

ρ = densidade da água ($\rho = 1000 \text{ kgf/m}^3$);

γ_{Lodo} = peso específico do lodo. Segundo Salla (2017b, p.3), o peso específico típico do lodo é da ordem de 1030 kgf/m³;

γ = peso específico da água ($\gamma = 1000 \text{ kgf/m}^3$);

$C_{\text{SS Lodo}}$ = concentração de sólidos em suspensão no lodo. A concentração de sólidos em suspensão no lodo é da ordem de 6% (SALLA, 2017b, p.3).

Desta forma, o volume de lodo produzido a cada 12 horas será $V_{\text{Lodo}} = 0,63 \text{ m}^3$.

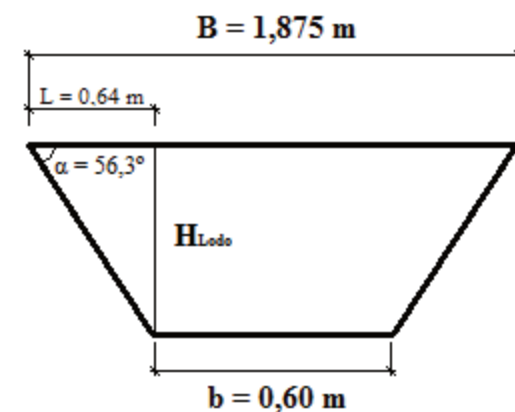
- **Dimensões dos poços de lodo**

Segundo a NRB 12209 (2017, p. 14), os poços de acumulação de lodo no fundo do decantador devem ter paredes com inclinação igual ou superior a 1,5 m na vertical para 1 m na horizontal (ou seja, inclinação superior a 56,3°), terminando em base inferior quadrada, com dimensão horizontal mínima de 0,6 m.

Desta forma, adotou-se 2 poços tronco de pirâmide de base maior com $1,875 \times 1,875 \text{ m}$, e base menor com $0,60 \times 0,60 \text{ m}$, e com inclinação de 56,3°.

Primeiramente determinou-se a altura do poço de lodo (H_{Lodo}) através da relação trigonométrica apresentada pela Figura 11.

Figura 11 – Corte transversal do poço de lodo



$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{H_{\text{Lodo}}}{L} \Rightarrow H_{\text{Lodo}} = \operatorname{tg} \alpha \times L$$

Fonte: Autor (2017)

Logo, a altura do poço de lodo será $H_{\text{Lodo}} = 0,96 \text{ m}$.

Em seguida, calculou-se o volume total de apenas um poço de lodo, em um tanque de decantação, por meio da Equação 31, fórmula do volume do tronco de pirâmide.

$$V_{\text{P Lodo}} = \frac{H_{\text{Lodo}}}{3} \times (A_B + \sqrt{A_B \times A_b} + A_b) \quad (31)$$

Na qual:

$V_{\text{P Lodo}}$ = volume do poço de lodo, m^3 ;

H_{Lodo} = altura do poço de lodo ($H_{\text{Lodo}} = 0,96 \text{ m}$);

A_B = área da base maior ($A_B = 3,516 \text{ m}^2$);

A_b = área da base menor ($A_b = 0,360 \text{ m}^2$).

Então o volume para um poço de lodo será $V_{\text{P Lodo}} = 1,6 \text{ m}^3$. Consequentemente, para dois poços de lodo, presentes em um decantador, tem-se um volume total ($V_{\text{PT Lodo}}$) de $3,2 \text{ m}^3$.

Observa-se que o volume que é produzido pelo decantador primário ($V_{\text{Lodo}} = 0,63 \text{ m}^3$), durante o tempo de armazenamento de 12 horas, é menor que a capacidade total dentro dos poços de lodo ($V_{\text{PT Lodo}} = 3,2 \text{ m}^3$). Portanto, os poções de lodo estão bem dimensionados.

Na qual:

A_{CRLodo} = área do conduto responsável pela retirada do lodo, em m^2 ;

A_{dec} = área do decantador ($A_{\text{dec}} = 33,08 \text{ m}^2$);

t_{Esv} = tempo de esvaziamento, em h;

h_{aec} = altura de água sobre o eixo do conduto, em m;

h_{pec} = altura de água sobre o poço de lodo, em m;

Considerando o decantador com inclinação de fundo de 1%, e o nível da canalização de descarga de lodo 30 cm abaixo do nível do poço de lodo, determinou-se a altura de água sobre o eixo do conduto (h_{aec}), por meio da Equação 33, e a altura de água sobre o poço de lodo pela Equação 34.

$$h_{\text{aec}} = 2 + 0,01 \times (8,27 - 1,875 - 0,083) + 0,96 + 0,30 = 3,32 \quad (33)$$

$$h_{\text{pec}} = 2 + 0,01 \times (8,27 - 1,875 - 0,083) = 2,06 \quad (34)$$

Assim, da Equação 32 e arbitrando-se o tempo de esvaziamento (t_{Esv}) do poço de lodo em 1 hora, tem-se:

$$A_{\text{CRLodo}} = \frac{33,08}{4850 \times 1} \times (\sqrt{3,32} - \sqrt{2,06}) = 0,0026 \text{ m}^2$$

Logo, o diâmetro da canalização de descarga de fundo, deverá ter o diâmetro igual ou superior à:

$$D_{\text{CRLodo}} \geq \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{CRLodo}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0026}{\pi}} = 0,0579 \text{ m}$$

Portanto, o diâmetro da canalização de retirada de lodo deverá ser igual ou maior que 0,0579 m, ou seja, 57,9 mm. Entretanto, não há um diâmetro comercial que corresponda exatamente a esta dimensão, logo, adotou-se o diâmetro comercial de 75 mm.

3.4.1.2 Dimensionamento dos vertedores (calhas) de saída de efluente

- **Taxa de escoamento superficial nas calhas ($T_{esc\ cal}$)**

Segundo a NBR NB 570 (1990), a taxa de escoamento deve ser menor ou igual a 720 m³/dia.m, ou seja, 30 m³/dia.m.

Foram adotados neste trabalho, dois vertedores de saída (calhas de saída), sendo que uma delas foi posicionada próxima à parede final do decantador, desta forma, recebendo apenas a contribuição do lado livre, enquanto a outra recebe a contribuição de ambos os lados.

Considerando que as duas calhas possuem o comprimento igual à largura do decantador, igual a 4 m, tem-se que o comprimento efetivo das calhas ($L_{ef\ cal}$) é 12 m (3 lados de 4 metros, cada, recebendo contribuição).

Desta forma, calculou-se a taxa de escoamento nos vertedores, segundo a Equação 35.

$$T_{esc\ cal} = \frac{Q_{m\acute{a}x}}{N_{cal} \times L_{ef\ cal}} \quad (35)$$

Na qual:

$T_{esc\ cal}$ = taxa de escoamento nas calhas de saída, em m³/h.m;

$Q_{m\acute{a}x}$ = vazão máxima ($Q_{m\acute{a}x} = 55,1$ m³/h);

N_{cal} = quantidade de calhas ($N_{cal} = 2$);

$L_{ef\ cal}$ = comprimento efetivo das calhas ($L_{ef\ cal} = 12$ m)

Logo, tem-se que a taxa de escoamento nas calhas de saída será $T_{esc\ cal} = 2,30$ m³/h.m. É importante observar que este valor está abaixo do permitido pela NBR NB 570, que é de 30 m³/h.m.

- **Dimensões das calhas de coleta de efluente**

Segundo Salla (2017b, p. 4), a vazão de contribuição nos vertedores de saída corresponde à 2/3 da vazão no decantador.

Como foram adotadas duas calhas de coleta de efluente, de acordo com Salla (2017b, p. 4), determina-se a vazão para uma das calhas, da seguinte forma:

$$Q_{\text{máx cal}} = \frac{2}{3} \times \frac{Q_{\text{máx}}}{N_{\text{cal}}} = \frac{55,1}{2} = 18,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0,0051 \text{ m}^3/\text{s}$$

Assim, adotando a largura da calha (b_{cal}) igual 0,40 m, e a vazão de contribuição encontrada para apenas uma calha, tem-se que, a altura do nível de água na calha será (SALLA, 2017b , p.4):

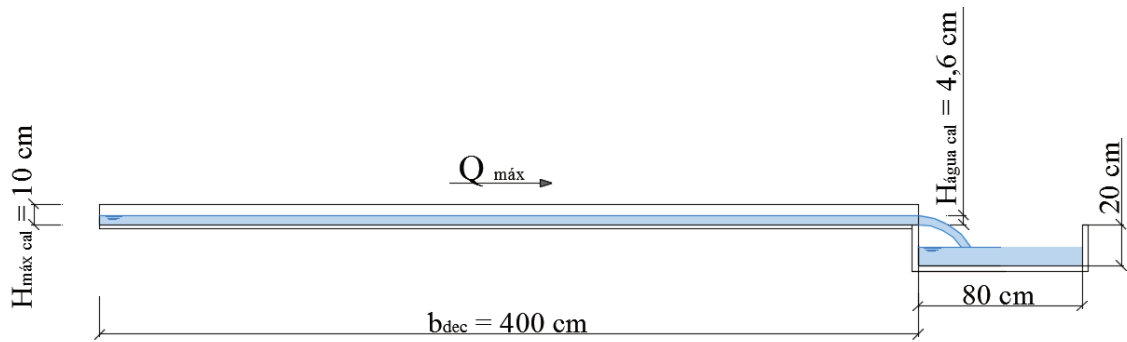
$$H_{\text{água cal}} = \left(\frac{Q_{\text{máx cal}}}{1,3 \times b_{\text{cal}}} \right)^{2/3} = \left(\frac{0,0051}{1,3 \times 0,40} \right)^{2/3} = 0,046 \text{ m} = 4,6 \text{ cm}$$

Portanto, adotando para a altura da calha o dobro da altura do nível de água na calha (para que não haja transbordamento de efluente na calha), tem-se que, a altura final será $H_{\text{máx cal}} = 9,2 \text{ cm}$, entretanto, como não há comercialmente esta dimensão, adotou-se uma calha de 10 cm de altura por 40 cm de largura. Por facilidade construtiva, adotaram-se estas mesmas dimensões para a calha coletora de espuma.

Já para os vertedores laterais ao decantador, cuja função é receber o efluente proveniente das duas calhas, adotou-se o dobro das dimensões das canaletas. Portanto, adotou-se uma canaleta de 20 × 80 cm (altura × largura).

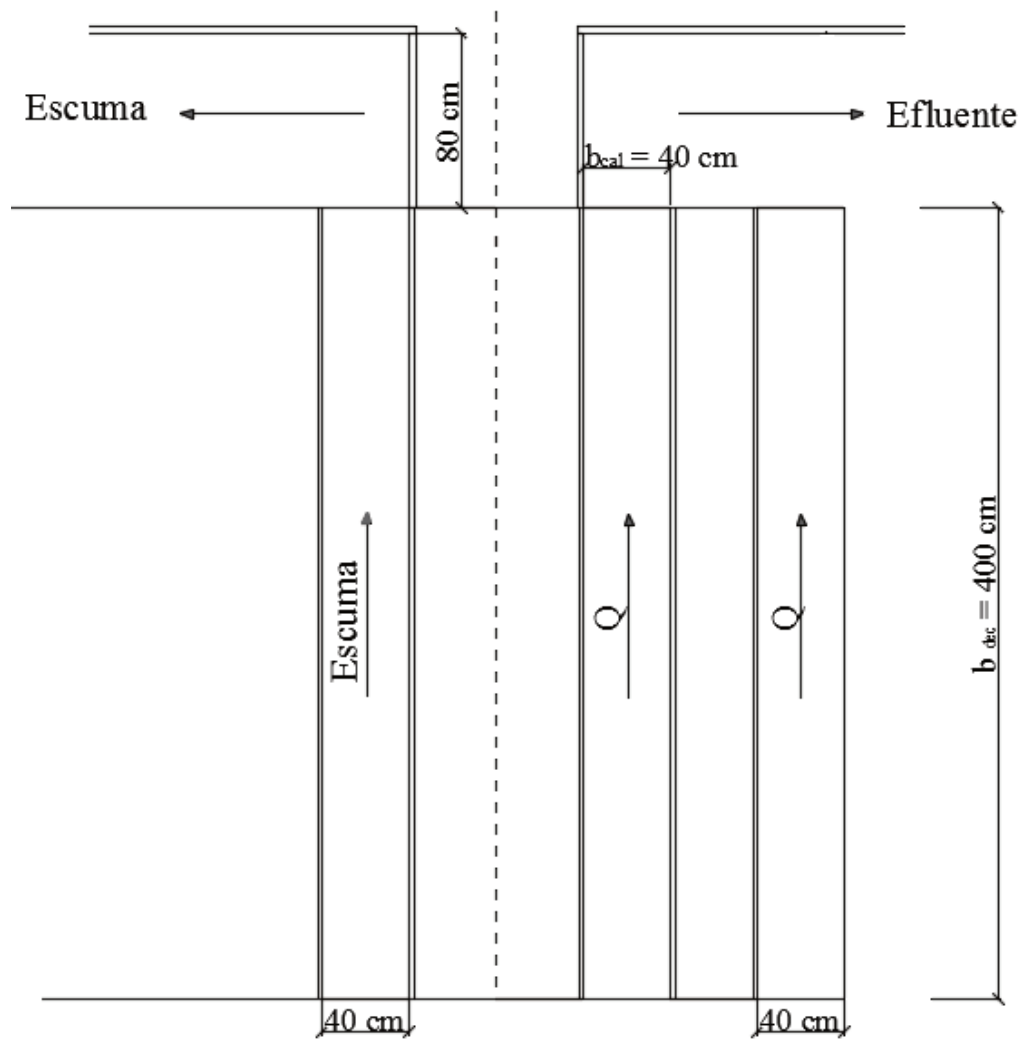
A Figura 13 e 14 mostram em corte e em planta os detalhes das canaletas de coleta de efluente.

Figura 13 – Corte longitudinal da calha de coleta de efluente



Fonte: Autor (2017)

Figura 14 – Canaletas de coleta de efluente e espuma em planta



Fonte: Autor (2017)

Todas as dimensões finais do decantador primário calculados no item 3.3, foram representados no Apêndice B.

3.5 Tratamento secundário

O tratamento secundário tem por objetivo remover a matéria orgânica presente no efluente, que se apresenta nas seguintes formas: Matéria orgânica dissolvida (DBO solúvel ou filtrada), a qual não pode ser removida meramente por processos físicos, como por exemplo, a sedimentação, que ocorre no tratamento primário; e Matéria orgânica em suspensão (DBO suspensa ou particulada), que é majoritariamente removida no tratamento primário, mas cujos sólidos de sedimentabilidade mais lenta ainda se encontram no efluente (VON SPERLING, 2005, p. 273).

Para acelerar os mecanismos de degradação que ocorreriam naturalmente nos corpos receptores, inclui-se no tratamento secundário de esgotos domésticos, uma etapa biológica. Pois, enquanto nos tratamentos preliminar e primário predominam mecanismos de ordem física, no tratamento secundário ocorre a remoção da matéria orgânica, que ocorre através de processos bioquímicos realizados por microrganismos (VON SPERLING, 2005, p. 273).

Segundo Von Sperling (2017, p. 273), o processo biológico ocorre devido ao contato entre os microrganismos (bactérias, protozoários, fungos e outros) e o material orgânico contido no esgoto, sendo este utilizado como alimento pelos microrganismos. Em condições aeróbias, os microrganismos, convertem a matéria orgânica em água, gás carbônico e material celular (crescimento e reprodução), já em condições anaeróbicas há também a produção de metano.

De acordo com Von Sperling (2017, p. 274), existe uma enorme variedade de processos de tratamento em nível secundário, sendo os mais comuns:

- Lagoas de estabilização e variantes (Lagoas facultativas, aeradas facultativas, de alta taxa, de maturação e de polimento);
- Processos de disposição sobre o solo (retenção na matriz do solo, retenção pelas plantas, aparecimento na água subterrânea e coleta por drenos subsuperficiais);

- Reatores anaeróbios (filtro anaeróbio, e reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*) ou reator anaeróbio de fluxo ascendente (RAFA));
- Lodos ativados e variantes (lodos ativado convencional e aeração prolongada, fluxo contínuo e intermitente, remoção de carbono e remoção de carbono mais nutrientes);
- Reatores aeróbios com biofilmes (filtros biológicos percoladores de baixa carga, filtros biológicos percoladores de alta carga, biofiltros aerados submersos, biodiscos e variantes).

Neste trabalho foram abordados os seguintes métodos de tratamento secundário: Lagoa de estabilização facultativa; Lagoa de estabilização anaeróbia seguida por lagoa facultativa (sistema australiano); Lagoas de estabilização aeradas facultativas; Filtros biológicos percoladores (FPB); Reator anaeróbico de fluxo ascendente (RAFA); e Lodos ativados.

3.5.1 Lagoa de estabilização facultativa

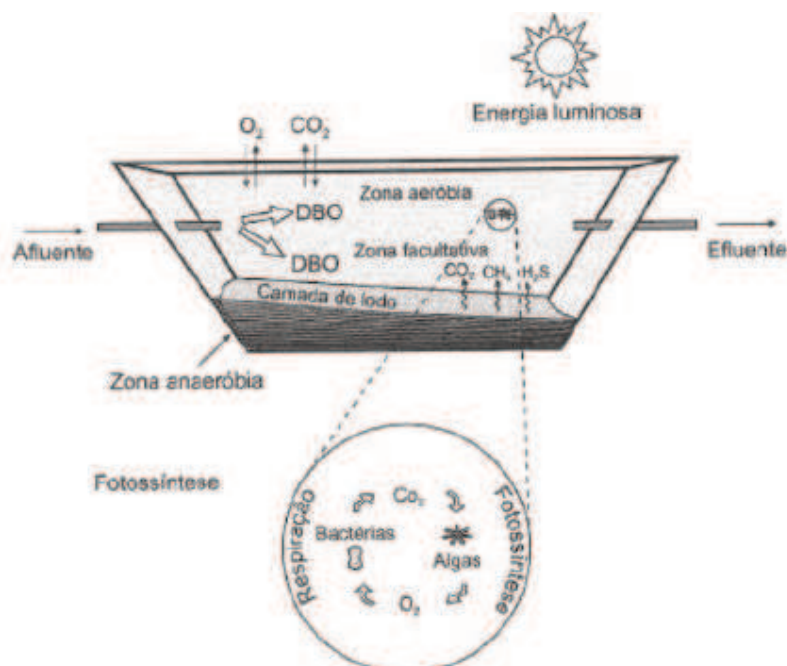
O processo de lagoas facultativas, dentre os métodos de lagoas de estabilização, é o mais simples, pois depende apenas de processos puramente naturais e a sua construção baseia-se principalmente em movimento de terra (corte e aterro) e preparação de taludes (VON SPERLING, 2005, p. 274).

Neste sistema o esgoto entra continuamente em uma extremidade da lagoa e sai continuamente na extremidade oposta. Ao longo deste percurso, que demora alguns dias, parte da matéria orgânica suspensa (DBO particulada) tende a sedimentar, formando o lodo de fundo, que será decomposto por microrganismos anaeróbios, liberando assim gás carbônico, metano e outros compostos e formando uma fração inerte (não biodegradável) que continuara no fundo (VON SPERLING, 2005, p. 275).

Já a matéria orgânica dissolvida (DBO solúvel), juntamente com a matéria orgânica em suspensão de pequenas dimensões (DBO finamente particulada), não sedimentarão, permanecendo assim dispersa na massa líquida, sendo decompostas através de bactérias facultativas (possuem a capacidade de sobreviver em meio aeróbio e anaeróbio). Essas bactérias utilizam a matéria orgânica como fonte de energia, alcançada por meio da

respiração. Quando a respiração ocorrer de forma aeróbia, haverá a necessidade da presença de oxigênio, o qual é suprido ao meio pela fotossíntese realizada pelas algas, havendo assim, um equilíbrio entre o consumo e a produção de oxigênio e gás carbônico (VON SPERLING, 2005, p. 275). A Figura 15 apresenta o esquema simplificado de uma lagoa facultativa.

Figura 15 – Esquema simplificado de uma lagoa facultativa

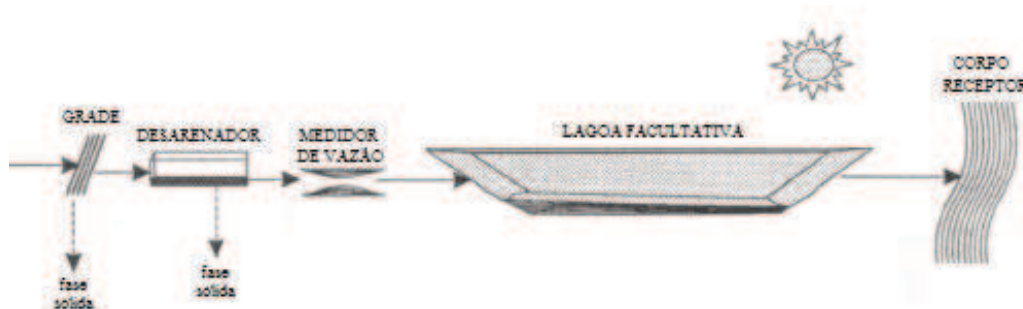


Autor: Von Sperling (2017, p. 276)

Por depender essencialmente de processos naturais, a estabilização da matéria orgânica ocorre de forma mais lenta, o que implica na necessidade de um elevado período de detenção (geralmente superior a 20 dias). Necessita-se, também, de grandes áreas, para que a fotossíntese ocorra de forma mais efetiva pelas algas. Entretanto, por ser um processo natural, o sistema de lagoa facultativa requer uma maior simplicidade operacional, fator fundamental em países subdesenvolvidos (VON SPERLING, 2005, p. 275).

A Figura 16 traz o fluxograma típico de um sistema de tratamento de esgoto que utiliza lagoa facultativa como forma de tratamento secundário.

Figura 16 – Fluxograma típico de um sistema de lagoas facultativas



Autor: Von Sperling (2017, p. 277)

3.5.1.1 Dados iniciais

Os dados utilizados no dimensionamento da lagoa de estabilização facultativa foram:

- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão afluente máxima: $Q_{m\acute{a}x} = 15,3$ L/s, ou seja, $1323,2$ m³/d (calculada no item 3.2.2.5);
- Temperatura: $T^{\circ}_{m\acute{i}n} = 17,6$ °C (estabelecida no item 3.2.3);
- DBO₅ afluente: $S_0 = 390$ mg/L (estabelecida no item 3.2.4);

3.5.1.2 Dimensionamento da lagoa facultativa

• Cálculo da carga afluente de DBO₅ (C_{DBO5})

Segundo Von Sperling (2002, p. 57), o cálculo da carga afluente de DBO₅, obedece a Equação 36.

$$C_{DBO5} = \frac{S_0 \times Q_{m\acute{a}x}}{1000} \quad (36)$$

Na qual:

C_{DBO5} = carga afluente de DBO₅, em kgDBO₅/d;

S_0 = concentração de DBO ($S_0 = 390$ mg/L);

$Q_{m\acute{a}x}$ = vazão máxima ($Q_{m\acute{a}x} = 1323,2$ m³/d);

Assim, tem-se que a carga afluente de DBO₅ será de 516 kg/d.

- **Determinação da taxa de aplicação superficial (L_S)**

De acordo com Von Sperling (2002, p. 31), existem diversas equações empíricas disponíveis internacionalmente, que correlacionam a taxa de aplicação superficial (L_S) e a temperatura local. Neste trabalho será utilizada a equação proposta por Mara (1997), que segundo ele pode ser usada mundialmente, Equação 37.

$$L_S = 350 \times \left(1,107 - (0,002 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) \right)^{(T^{\circ}_{\text{mín}} - 25)} \quad (37)$$

Na qual:

L_S = taxa de aplicação superficial, em kgDBO₅/ha.d;

$T^{\circ}_{\text{mín}}$ = temperatura média do ar no mês mais frio do ano ($T^{\circ}_{\text{mín}} = 17,6^{\circ}\text{C}$);

Portanto, a taxa de aplicação superficial, será de 209,5 kgDBO₅/ha.d.

- **Cálculo da área requerida (A_{lagf})**

Segundo Von Sperling (2002, p. 31), calcula-se a área necessária para a implantação da lagoa facultativa, com base na Equação 38.

$$A_{\text{lagf}} = \frac{C_{\text{DBO5}}}{L_S} \quad (38)$$

Na qual:

A_{lagf} = área requerida para a lagoa, em hectare (ha);

C_{DBO5} = carga de DBO total ($C_{\text{DBO5}} = 516 \text{ kgDBO}_5/\text{d}$);

L_S = taxa de aplicação superficial ($L_S = 209,5 \text{ kgDBO}_5/\text{ha.d}$).

Logo, serão necessários 2,463 hectares, ou seja, 24630 m².

- **Adoção da profundidade (H_{lagf}) e cálculo do volume total (V_{lagf}) da lagoa**

Embora o conhecimento disponível na literatura seja limitado para aperfeiçoar a determinação da profundidade, de forma a obter o maior número de benefícios, a

profundidade a ser adotada situa-se na faixa de 1,5 a 3,0 m, embora seja usualmente aceita a faixa de 1,5 a 2,0 m (VON SPERLING, 2002, p. 34). Desta forma, adotou-se $H_{lagf} = 2$ m.

Assim, sabendo-se que a lagoa facultativa possui a geometria de um paralelepípedo, pode-se calcular o seu volume total conforme a Equação 39.

$$V_{lagf} = A_{lagf} \times H_{lagf} = 24630 \times 2 = 49260 \text{ m}^3 \quad (39)$$

- **Determinação do tempo de detenção hidráulica (t)**

De acordo com Von Sperling (2002, p.35), o tempo de detenção da lagoa está associado ao volume e a vazão de projeto, conforme a Equação 40.

$$t = \frac{V_{lagf}}{Q_{méd\ af}} \quad (40)$$

Na qual:

t = tempo de detenção, em dias;

V_{lagf} = volume da lagoa, ($V_{lagf} = 49260 \text{ m}^3$);

$Q_{méd\ af}$ = vazão média, em m^3/d . A vazão média é calculada através da média aritmética entre a vazão afluyente e a vazão efluente. A vazão efluente corresponde a vazão afluyente menos as perdas (por evaporação ou infiltração no solo), mais os ganhos (através das precipitações) (VON SPERLING, 2002, p. 35).

Na maioria dos casos podem-se desprezar os parâmetros relacionados à evaporação, infiltração e precipitação, já que geralmente estes fatores se compensarão (VON SPERLING, 2002, p. 35). Portanto a vazão média será igual à vazão afluyente máxima ($Q_{máx} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{d}$).

Desta forma, o tempo de detenção será de 37,2 dias. Sobre este resultado, é importante salientar que o tempo de detenção requerido para a oxidação da matéria orgânica varia com as condições do local, principalmente com a temperatura, e usualmente varia entre

15 a 45 dias (VON SPERLING, 2002, p. 35). Logo o resultado obtido está dentro do esperado para este parâmetro.

• **Cálculo do coeficiente de remoção da DBO (K_T)**

Usualmente o regime hídrico no interior das lagoas facultativas se encontra de forma dispersa, pois a relação comprimento/largura empregada é da ordem de 2 a 4. Entretanto, adota-se o modelo de mistura completa, devido as seguintes razões:

- Os cálculos envolvidos no modelo de mistura completa são mais simples;
- As lagoas facultativas não são muito alongadas, desta forma, não se afastam excessivamente de um reator de mistura completa;
- A maioria dos coeficientes de remoção de DBO, disponíveis na literatura, são para o regime de mistura completa.

Segundo Von Sperling (2002, p. 43), a remoção de DBO segundo o modelo de mistura completa, em lagoas primárias (que recebem o esgoto bruto), e para a temperatura de 20°C, varia entre 0,30 a 0,40 d⁻¹.

Como não há um valor fixo para o coeficiente de remoção de DBO, adotou-se o valor médio entre os valores extremos da faixa indicada. Portanto, adotou-se $K_{20} = 0,35 \text{ d}^{-1}$.

Entretanto, de acordo com Von Sperling (2002, p. 43), para diferentes temperaturas, deve-se corrigir o valor de K_{20} conforme a Equação 41.

$$K_T = K_{20} \times \theta^{(T-20)} \quad (41)$$

Na qual:

K_T = coeficiente de remoção de DBO em uma temperatura do líquido T qualquer, em d⁻¹;

K_{20} = coeficiente de remoção de DBO na temperatura do líquido de 20°C ($K_{20} = 0,35 \text{ d}^{-1}$);

θ = coeficiente de temperatura. É importante salientar que os valores do coeficiente de temperatura são diferentes dependendo do coeficiente de remoção de DBO (K_{20}) adotado. Segundo EPA (1983), para $K_{20} = 0,35$, tem-se $\theta = 1,085$;

T = temperatura desejada, em °C.

Portanto, o coeficiente de remoção de DBO, para a temperatura de 17,6 °C (temperatura média do mês mais frio) será igual a 0,29 d⁻¹.

- **Estimativa da DBO solúvel efluente (S_{se})**

Admitindo-se o sistema de mistura completa, onde a célula não é predominantemente longitudinal, pode-se estimar a DBO solúvel efluente ao tratamento, conforme a Equação 42 (VON SPERLING, 2002, p. 40).

$$S_{se} = \frac{S_0}{1+(K_T \times t)} \quad (42)$$

Na qual:

S_{se} = DBO solúvel efluente, em mg/L;

S_0 = concentração de DBO ($S_0 = 390$ mg/L);

K_T = coeficiente de remoção de DBO a 17,6 °C ($K_T = 0,29$ d⁻¹);

t = tempo de detenção ($t = 37,2$ dias).

Assim, estima-se que haverá 33,3 mg/L de DBO solúvel no esgoto efluente da lagoa facultativa.

- **Estimativa da DBO particulada efluente (S_{pe})**

Segundo Von Sperling (2002, p. 42), a concentração de DBO efluente em lagoas facultativas, na maioria dos casos, atende a critérios estabelecidos pela Comunidade Europeia, pois a legislação brasileira não faz distinção entre DBO solúvel e particulada.

Infelizmente, de acordo com Von Sperling (2002, p. 42), não existem modelos matemáticos para estimar a DBO particulada, dada a sua grande variabilidade em função das condições ambientais. Entretanto, pode-se assumir uma determinada concentração de S_{pe} , na faixa de: 60 a 100 mg/L.

Neste trabalho adotou-se a média entre os valores extremos, portanto, 80 mg/L de DBO particulada (SS).

De acordo com Mara (1995), os sólidos em suspensão são em torno de 60 a 90% compostos por algas, sendo que a cada 1 mg de algas, pode gerar uma DBO_5 em torno de 0,45 mg. Assim, 1 mg/L de sólidos em suspensão é capaz de produzir uma DBO_5 total em torno de $0,60 \times 0,45 = 0,3$ mg/L a $0,90 \times 0,45 = 0,4$ mg/L.

Portanto, adotou-se o valor médio da capacidade de produção de DBO_5 . Assim para cada 1 mg/L de algas serão gerados 0,35 mg/L de DBO_5 .

Logo, a DBO_5 pode ser estimada pela Equação 43.

$$S_{Pe} = SS \times S_{alga} \quad (43)$$

Na qual:

S_{Pe} = DBO particulada efluente, em mg/L;

SS = Concentração de material particulado efluente (SS = 80 mg/L);

S_{alga} = Capacidade de produção de DBO_5 por algas ($S_{alga} = 0,35$ mg DBO_5 /L).

Então, tem-se que a concentração de DBO particulada do efluente será de 28,0 mg/L.

- **DBO total efluente (S_{Te})**

Segundo Von Sperling (2002, p. 40), a DBO total efluente ocorre devido a dois fatores:

- Devido ao DBO remanescente do esgoto bruto após o tratamento (DBO solúvel);
- Devido aos sólidos em suspensão no efluente (DBO particulado).

Assim, a DBO total efluente será dada pela soma da DBO solúvel e da DBO particulado. Logo:

$$S_{Te} = S_{Se} + S_{Pe} = 33,3 + 28,0 = 61,3 \text{ mg/L}$$

- **Cálculo da eficiência na remoção da DBO (E)**

De acordo com Von Sperling (2002, p. 44), a eficiência do processo de remoção da DBO pela lagoa facultativa pode ser calculada conforme a Equação 44.

$$E = \frac{(S_0 - S_{Te}) \times 100}{S_0} \quad (44)$$

Na qual:

E = eficiência, em %;

S_0 = concentração de DBO ($S_0 = 390$ mg/L);

S_{Te} = DBO total efluente ($S_{Te} = 61,30$ mg/L).

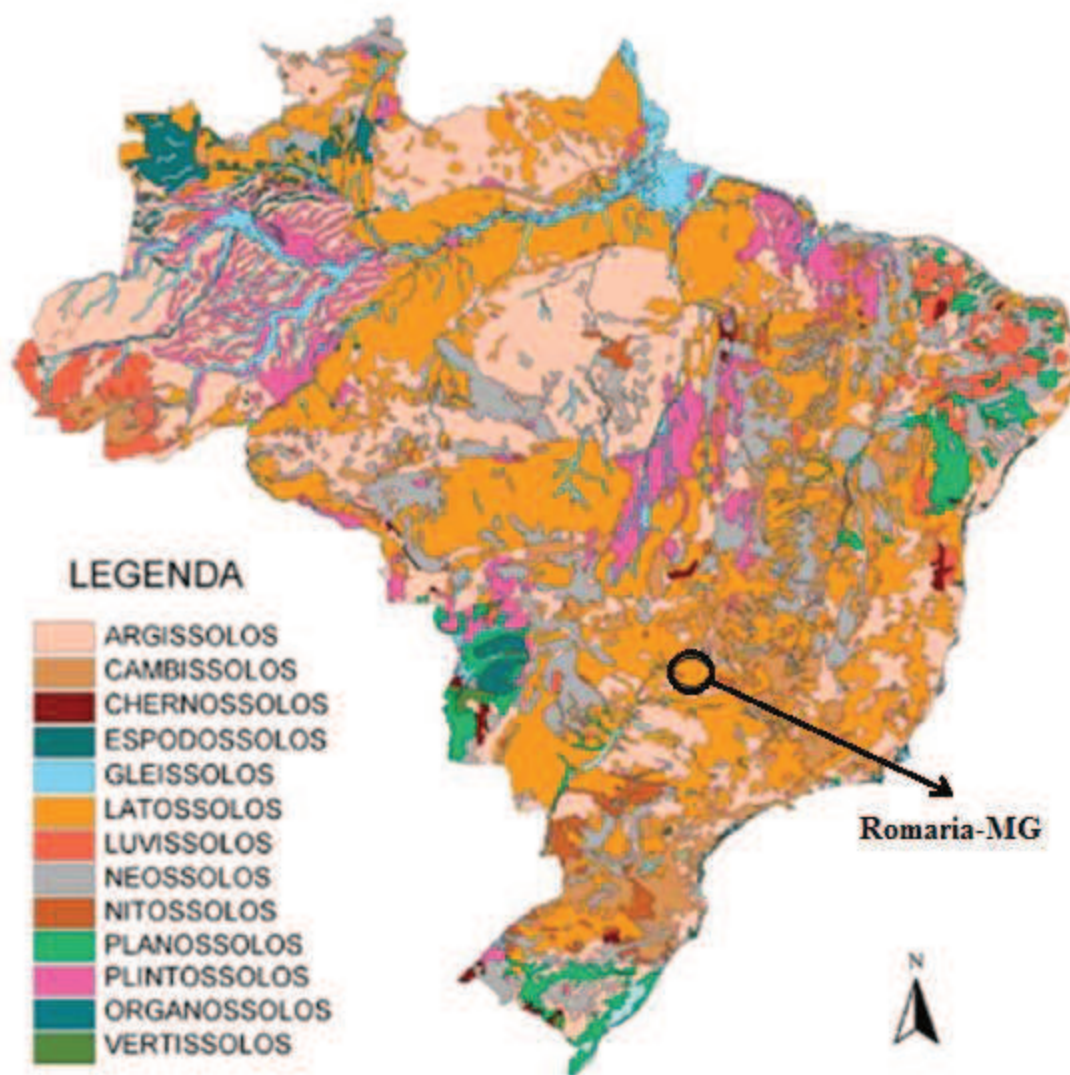
Portanto, o sistema de lagoa de estabilização facultativa terá uma eficiência de 84,3 %.

- **Dimensões da lagoa facultativa**

Segundo Von Sperling (2002, p. 59), as dimensões da lagoa facultativa devem ser pensadas em função do terreno (tipo de solo) e na topografia local.

De acordo com o mapa de solos do Brasil, Figura 17, disponibilizado recentemente pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA) (2017), na região do alto Paranaíba, onde se localiza a cidade de Romaria-MG, existe uma predominância de latossolos, cuja textura média é argilosa.

Figura 17 – Mapa de solos do Brasil



Fonte: EMBRAPA (2017)

Segundo Salla (2017c, p.7), para estabilizar taludes em terrenos argilosos utiliza-se a seguinte relação:

- Talude interno → inclinação (Ri) $\geq 1:2$;
- Talude externo → inclinação (Re) $\geq 1:2,5$;

Para impermeabilizar o fundo, pode-se utilizar: uma camada de argila compactada com no mínimo 40 cm, revestimento asfáltico ou lençóis de plástico (SALLA, 2017c, p. 7). Neste trabalho, adotou-se uma camada de revestimento asfáltico.

Para que o modelo hidrodinâmico adotado seja respeitado (modelo de mistura completa), adotou-se uma lagoa retangular com geometria na ordem de 1:1,5 (relação largura/comprimento). Assim, pode-se calcular a largura e o comprimento conforme a Equações 45 e 46.

$$A_{lagf} = L_{lagf} \times B_{lagf} \quad (45)$$

$$L_{lagf} = 1,5 \times B_{lagf} \quad (46)$$

Na qual:

A_{lagf} = área requerida ($A_{lagf} = 24630 \text{ m}^2$);

L_{lagf} = comprimento da lagoa facultativa, em m;

B_{lagf} = largura da lagoa facultativa, em m.

Assim, substituindo a Equação 46 na Equação 45, tem-se:

$$A_{lagf} = (1,5 \times B_{lagf}) \times B_{lagf}$$

$$24630 = (1,5 \times B_{lagf}^2)$$

$$B_{lagf} = \sqrt{\frac{24630}{1,5}}$$

$$\therefore B_{lagf} = 128,14 \text{ m}$$

Consequentemente, da Equação 46:

$$L_{lagf} = 1,5 \times B_{lagf}$$

$$L_{lagf} = 1,5 \times 128$$

$$\therefore L_{lagf} = 192,21 \text{ m}$$

Portanto, a largura (B_{lagf}) e o comprimento (L_{lagf}), terão respectivamente, 128 e 192 m

- **Dimensionamento dos taludes internos e externos**

Para o dimensionamento do talude interno, utilizou-se a inclinação de 1:2 (altura/base), conforme a Equação 47, e para o cálculo do talude externo, Equação 48, adotou-se a inclinação mínima de 1:2,5 (altura/base), assim, respeitando os limites exigidos para o tipo solo local.

Desta forma, conforme a Equação 47 e 48.

$$b_i = 2 \times H_{lagf} \quad (47)$$

$$b_e = 2,5 \times H_{lagf} \quad (48)$$

Na qual:

H_{lagf} = altura da lagoa facultativa ($A_{lagf} = 2$ m);

b_i = comprimento da base do talude interno, em m;

b_e = comprimento da base do talude externo, em m;

Portanto, os taludes terão uma base de $b_i = 4$ m e $b_e = 5$ m.

- **Dimensionamento das tubulações de entrada e saída**

Segundo Salla (2017c, p.8), deve-se posicionar a tubulação de entrada longe dos bordos para facilitar a circulação e aumentar o trajeto de materiais flutuantes, como por exemplo, gorduras, óleos e sabões, assim, dando oportunidade para sua estabilização parcial antes de chegar às margens.

Por facilidade construtiva e econômica, escolheu-se a entrada do tipo afogada, que segundo Salla (2017c, p. 8), deve possuir um diâmetro cuja velocidade de entrada (V_e)

seja menor ou igual a 0,5 m/s, a fim de que a areia depositada junto à soleira seja arrastada.

Para facilitar a dispersão do efluente dentro da lagoa facultativa, utilizaram-se três tubulações de entrada, portanto com $Q_{\text{máx}}/N_t$ cada, e espaçadas igualmente dos bordos e entre si.

Determinou-se o diâmetro das tubulações de entrada através da Equação 49.

$$\frac{Q_{\text{máx}}}{N_{\text{te}}} = V_e \times A_{\text{te}} = V_e \times \frac{\pi \times D_{\text{te}}^2}{4} \quad \rightarrow \quad D_{\text{te}} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{\text{máx}}}{N_{\text{te}} \times V_e \times \pi}} \quad (49)$$

Na qual:

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluyente ($Q_{\text{máx}} = 15 \text{ L/s} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$);

V_e = velocidade de entrada ($V_e \geq 0,5 \text{ m/s}$);

N_{te} = número de tubulações ($N_{\text{te}} = 3$ tubulações);

A_{te} = área da tubulação, em m;

D_{te} = diâmetro das tubulações, em m;

Assim, serão utilizados 3 tubulações com diâmetro interno igual 0,114 m, ou seja 114 mm. Entretanto, não há este diâmetro comercialmente, portanto serão utilizadas tubulações com diâmetro nominal de 150 mm (diâmetro interno = 156,4 mm).

Também serão utilizadas placas de concreto abaixo da tubulação de entrada, com a finalidade de evitar a erosão do fundo da lagoa (SALLA, 2017, p. 8).

O espaçamento entre as tubulações foi calculado através da Equação 50.

$$e_{\text{te}} = \frac{B_{\text{lagf}}}{N_t + 1} \quad (50)$$

Na qual:

e_{te} = espaçamento entre tubulações, em m;

B_{lagf} = largura da lagoa facultativa ($B_{\text{lagf}} = 128,14 \text{ m}$);

N_t = número de tubulações ($N_t = 3$ tubulações);

Logo, as tubulações de entrada serão posicionadas a cada 32 metros uma da outra e a 10 metros da largura da lagoa.

Adotou-se, para a saída, uma única tubulação com curva de 90°, com velocidade de saída igual à velocidade de entrada da lagoa facultativa, portanto, $V_s \geq 0,5$ m/s. Assim, pode-se determinar o diâmetro da tubulação de saída a partir da Equação 51.

$$Q_{\text{máx}} = V_s \times A_{\text{ts}} = V_s \times \frac{\pi \times D_{\text{ts}}^2}{4} \quad \rightarrow \quad D_{\text{ts}} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{\text{máx}}}{N_{\text{ts}} \times V_s \times \pi}} \quad (51)$$

Na qual:

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluyente ($Q_{\text{máx}} = 15$ L/s = 0,015 m³/s);

V_s = velocidade de entrada ($V_s \geq 0,5$ m/s);

N_{ts} = número de tubulações ($N_{\text{ts}} = 1$ tubulação);

A_{ts} = área da tubulação, em m;

D_{ts} = diâmetro das tubulações, em m;

Assim, será utilizada uma tubulação de saída, posicionada no centro da lagoa, com diâmetro interno igual 0,197 m, ou seja, 197 mm. Entretanto, não há este diâmetro comercialmente, logo o tubo terá o diâmetro nominal de 200 mm (diâmetro interno = 204,2 mm).

Para evitar a saída de material flutuante será utilizada uma espécie de cortina (placas defletoras), semelhante ao utilizado no decantador primário.

Seguindo a recomendação de Silva (1993), posicionou-se a tubulação de saída à 0,60 m do nível da água (NA).

- **Estimativa da área total requerida para todo o sistema**

Para a implementação da lagoa facultativa, incluindo os taludes, urbanização, vias internas, laboratório, estacionamento e outras áreas de influência, gasta-se cerca de 25% a 33% a mais do que a área líquida calculada a meia altura (Arceivala, 1981).

Assim, utilizando-se o valor médio entre os dois acréscimos:

$$A_{Tlagf} = 1,29 \times A_{lagf}$$

$$A_{Tlagf} = 1,29 \times 24630$$

$$\therefore A_{Tlagf} = 31773 \text{ m}^2$$

Todos os resultados obtidos através do dimensionamento da lagoa de estabilização facultativa foram apresentados no esquema no Apêndice C.

3.5.2 Lagoa anaeróbia seguida por lagoa facultativa

Utilizado no tratamento secundário, este sistema, também conhecido como sistema australiano, Figura 18, é constituído por uma lagoa anaeróbia seguida por uma lagoa facultativa. Isso ocorre, pois a eficiência de remoção de DBO nas lagoas anaeróbias é usualmente da ordem de 50 a 70%, assim, necessitando de uma unidade de tratamento posterior (VON SPERLING, 2002, p. 61).

Figura 18 – Sistema com lagoa anaeróbia seguida por lagoa facultativa



Fonte: Von Sperling (2017, p. 62)

Segundo Von Sperling (2002, p.61), as lagoas anaeróbias apresentam uma forma alternativa no tratamento do efluente, em que a garantia de condições estritamente anaeróbias é essencial, e é alcançado pelo lançamento excessivo de uma carga de DBO por unidade de volume da lagoa, fazendo com que o consumo de oxigênio seja muitas vezes superior à taxa de produção.

Para diminuir a possibilidade de penetração do oxigênio, produzido na superfície, a camadas mais inferiores, são construídas lagoas anaeróbias profundas, na ordem de 3 a 5 m. Pelo fato das lagoas serem mais profundas, os sistemas que contam com lagoas anaeróbias, demandam uma área menor. Além disso, a remoção de DBO na lagoa anaeróbia possibilita uma substancial economia de área superficial para a lagoa facultativa. Assim, diminuindo o requisito de área entre 45 e 70% da área utilizada apenas para uma lagoa facultativa (VON SPERLING, 2002, p. 61).

Os resultados obtidos no dimensionamento do sistema australiano foram apresentados no esquema no Apêndice D.

3.5.2.1 Dados iniciais

Os dados iniciais a serem utilizados no dimensionamento do sistema australiano foram:

- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão afluyente: $Q_{m\acute{a}x} = 15,3$ L/s, ou seja, $1323,2$ m³/d (calculada no item 3.2.2.5);
- Temperatura: $T_{m\acute{i}n} = 17,6$ °C (estabelecida no item 3.2.3);
- DBO₅ afluyente: $S_0 = 390$ mg/L (estabelecida no item 3.2.4).

3.5.2.2 Dimensionamento da lagoa anaeróbia

- **Cálculo da carga afluyente de DBO (C_{DBO_5})**

A carga de DBO afluyente será determinada através da Equação 36. Portanto, a carga afluyente de DBO, será de 516 kgDBO₅/d.

- **Adoção da taxa de aplicação volumétrica (L_V)**

De acordo com Von Sperling (2002, p. 63), a taxa de aplicação volumétrica (L_V) é o principal parâmetro para o dimensionamento de lagoas anaeróbias, e depende da temperatura, onde locais mais quentes permitem uma maior taxa, e conseqüentemente um menor volume.

Segundo Mara (1997), determina-se a taxa de aplicação volumétrica através da Tabela 6. É importante salientar que os valores a serem calculados, são de taxas admissíveis, portanto, caso o projetista queira ficar a favor da segurança, podem-se adotar valores menores.

Tabela 6 – Taxas de aplicação volumétrica admissíveis para projeto de lagoas anaeróbias em função da temperatura

Temperatura média do ar no mês mais frio – $T^{\circ}_{\text{mín}}$ ($^{\circ}\text{C}$)	Taxa de aplicação volumétrica admissível (L_v) (kgDBO/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$)
10 a 20	$(0,02 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) - 0,10$
20 a 25	$(0,01 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) + 0,10$
>25	0,35

Fonte: adaptado de Mara (1997)

Portanto, a taxa de aplicação volumétrica, será calculada através da Equação 52.

$$L_v = (0,02 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) - 0,10 \quad (52)$$

Na qual:

L_v = taxa de aplicação volumétrica, em kgDBO/ $\text{m}^3\cdot\text{d}$;

$T^{\circ}_{\text{mín}}$ = temperatura média do ar no mês mais frio do ano ($T^{\circ}_{\text{mín}} = 17,6^{\circ}\text{C}$);

Logo, a taxa de aplicação volumétrica adotada, será $L_v = 0,252 \text{ KgDBO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$.

• Cálculo do volume requerido

O volume requerido pode ser determinado, pela Equação 53 (VON SPERLING, 2002, p. 64).

$$V_{\text{lagA}} = \frac{C_{\text{DBO5}}}{L_v} \quad (53)$$

Na qual:

V_{lagA} = volume requerido para a lagoa anaeróbia, em m^3 ;

C_{DBO5} = carga de DBO total afluente ($C_{\text{DBO5}} = 516 \text{ kgDBO}_5/\text{d}$);

L_v = taxa de aplicação volumétrica ($L_s = 0,252 \text{ kgDBO}/\text{m}^3.\text{d}$).

Assim, segundo a Equação 53, serão necessários 2048 m^3 para a implantação da lagoa anaeróbia.

- **Cálculo do tempo de detenção hidráulica (t)**

Calcula-se o tempo de detenção conforme a Equação 54 (VON SPERLING, 2002, p. 65).

$$t = \frac{V_{\text{lagA}}}{Q_{\text{méd af}}} \quad (54)$$

Na qual:

t = tempo de detenção, em dias;

V_{lagA} = volume da lagoa anaeróbia ($V_{\text{lagA}} = 2048 \text{ m}^3$);

$Q_{\text{méd af}}$ = vazão média afluente, em m^3/d . A vazão média utilizada será a mesma calculada no dimensionamento da lagoa facultativa única, no item 3.4.1.2 ($Q_{\text{méd af}} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{d}$).

Assim, o tempo de detenção hidráulica será de um dia e meio ($t = 1,5 \text{ d}$). Segundo Von Sperling (2002, p. 65), para esgotos domésticos, o tempo de detenção hidráulica normalmente situa-se entre 3 a 5 dias. Entretanto, para lagoas com o tempo de detenção hidráulica abaixo dos limites recomendados deve-se garantir a entrada do efluente pelo fundo da lagoa, em contato com o lodo sedimentado (VON SPERLING, 2002, p.70).

- **Determinação das dimensões da lagoa anaeróbia**

Primeiramente, para o dimensionamento das dimensões da lagoa anaeróbia, adotou-se a sua profundidade. Neste trabalho será utilizada a altura média entre os limites usuais recomendados por Von Sperling (2002, p. 66). Portanto, a profundidade (H_{lagA}) adotada será de 4 m.

Em seguida determinou-se, por meio da Equação 55, a área superficial.

$$A_{lagA} = \frac{V_{lagA}}{H_{lagA}} \quad (55)$$

Na qual:

A_{lagA} = área da lagoa anaeróbia, em m²;

V_{lagA} = volume da lagoa anaeróbia ($V_{lagA} = 2048 \text{ m}^3$);

H_{lagA} = profundidade da lagoa anaeróbia ($H_{lagA} = 4 \text{ m}$).

Logo, a área da lagoa anaeróbia será de 512 m². Desta forma, sabendo-se que a área é dada pela multiplicação entre a largura (B_{lagA}) e o comprimento (L_{lagA}) da lagoa, e adotando a proporcionalidade de 1:1,5, entre os respectivos lados, tem-se que:

$$A_{lagA} = B_{lagA} \times L_{lagA} = B_{lagA} \times (1,5 \times B_{lagA})$$

$$B_{lagA} = \sqrt{\frac{A_{lagA}}{1,5}} = \sqrt{\frac{512}{1,5}} = 18,5 \text{ m}$$

Analogamente, para o comprimento:

$$A_{lagA} = B_{lagA} \times L_{lagA} = \frac{L_{lagA}}{1,5} \times L_{lagA}$$

$$L_{lagA} = \sqrt{1,5 \times A_{lagA}} = \sqrt{1,5 \times 512} = 27,7 \text{ m}$$

Portanto, a largura (B_{lagA}) e o comprimento (L_{lagA}) da lagoa anaeróbia, serão respectivamente, 18,5 e 27,7 m.

- **Dimensionamento dos taludes internos e externos**

Devido a grande profundidade da lagoa anaeróbia, não serão executados taludes externos, desta forma a lagoa será executada, basicamente, pela escavação do latossolo argiloso local, assim contendo apenas taludes internos (seguindo a mesma proporcionalidade do dimensionamento do talude interno do item 3.4.1.2), portanto:

- Talude interno $\rightarrow$ inclinação $(R_i) \geq 1:2$;

Logo, o comprimento da base do talude interno (b_i), será determinado pela Equação 47.

$$b_i = 2 \times H_{\text{lagA}} = 2 \times 4 = 8 \text{ m}$$

- **Cálculo do diâmetro das tubulações de entrada e saída**

Devido ao baixo tempo de detenção ($t = 1,5$ dias), deve-se posicionar a entrada do efluente pelo fundo, e em contato com o lodo sedimentado (VON SPERLING, 2002, p.70).

Portanto, seguindo os mesmos critérios apresentados no item 3.4.1.2, para o cálculo da tubulação de entrada, e de posse da Equação 49, para uma única tubulação de entrada, tem-se que seu diâmetro será de 197,5 mm. Assim, adotou-se o diâmetro nominal de 200 mm (diâmetro interno = 204,2 mm).

Para proporcionar a circulação e aumentar o trajeto de materiais flutuantes, posicionou-se a tubulação de entrada a 10 metros da margem e no centro da lagoa anaeróbia, e assim como anteriormente, será adotada uma camada de revestimento asfáltico para impermeabilizar o fundo da lagoa e uma placa de concreto na base da tubulação para dificultar a erosão do fundo da lagoa.

Serão adotadas 3 tubulações de saída, com espaçamentos equidistantes das margens e entre si. Portanto, conforme as Equações 50 e 51 tem-se que as tubulações de saída possuirão o diâmetro de 0,114 m (adotado DN 150 = 156,4 mm), e espaçamento de 4,6 metros.

Segundo Salla (2017c, p. 9), deve-se garantir que a tubulação que liga a lagoa anaeróbia à lagoa facultativa seja afogada para evitar a passagem do caramujo transmissor da esquistossomose. Desta forma, adotou-se a tubulação a 30 cm abaixo do nível da água, profundidade recomendada por Silva (1993) para lagoas anaeróbias.

- **Estimativa da eficiência (E) e cálculo da concentração de DBO efluente (DBO_{efl})**

Segundo Von Sperling (2002, p. 66), ainda não foram propostos modelos matemáticos que estimem com precisão a concentração efluente de DBO das lagoas anaeróbias. Entretanto, de acordo com Mara (1997), pode-se determinar a eficiência de remoção de DBO em função da temperatura do ar no mês mais frio do ano, conforme a Tabela 7.

Tabela 7 – Eficiências de remoção de DBO em lagoas anaeróbias, em função da temperatura

Temperatura média do ar no mês mais frio $T^{\circ}_{\text{mín}} (^{\circ}\text{C})$	Eficiência de remoção de DBO E (%)
10 a 25	$(2 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) + 20$
> 25	70

Fonte: adaptado de Mara (1997)

Assim, conforme a Tabela 6 determina-se a eficiência de remoção de DBO, para a temperatura de 17,6°C, utilizando-se a Equação 56.

$$E = (2 \times T^{\circ}_{\text{mín}}) + 20 \quad (56)$$

Na qual:

E = eficiência de remoção, em %;

$T^{\circ}_{\text{mín}}$ = temperatura média do ar no mês mais frio do ano ($T^{\circ}_{\text{mín}} = 17,6^{\circ}\text{C}$).

Portanto, a lagoa anaeróbia, terá uma eficiência de remoção de DBO em torno de 55,2%. Segundo Von Sperling (2002, p. 61), este valor está dentro dos limites esperados para este sistema que variam de 50 a 70%.

Uma vez estimada a eficiência (E) de remoção da DBO, determinou-se a concentração efluente (DBO_{efl}) da lagoa anaeróbia, a partir da Equação 57, apresentada por Von Sperling (2002, p. 67).

$$DBO_{\text{efl}} = S_0 \times \left(1 - \frac{E}{100}\right) \quad (57)$$

Na qual:

DBO_{eff} = concentração de DBO total efluente, em mg/L;

S_0 = concentração de DBO total afluente ($S_0 = 390$ mg/L);

E = eficiência de remoção ($E = 55,2$).

Assim, a concentração de DBO efluente da lagoa anaeróbia, será de 174,72 mg/L.

Observa-se que o efluente da lagoa anaeróbia é afluente à lagoa facultativa secundária que será dimensionada no próximo item.

3.5.2.3 Dimensionamento da lagoa facultativa

De acordo com Von Sperling (2002, p. 68), dimensionam-se as lagoas facultativas secundárias segundo os mesmos critérios de taxa de aplicação superficial descritos no item 3.4.1.2. Entretanto, devido à remoção de DBO na lagoa anaeróbia, o tempo de detenção calculado será menor.

- **Carga afluente à lagoa facultativa ($C_{\text{DBO af}}$)**

A carga efluente da lagoa anaeróbia será a carga afluente à lagoa facultativa, e pode ser calculada por meio da Equação 58.

$$C_{\text{DBO af}} = \frac{(100-E) \times C_{\text{DBO5}}}{100} \quad (58)$$

Na qual:

$C_{\text{DBO af}}$ = carga afluente de DBO, em kgDBO/d;

C_{DBO5} = carga afluente de DBO inicial ($C_{\text{DBO5}} = 512$ kgDBO/d);

E = eficiência de remoção ($E = 55,2$).

Logo, a carga afluente à lagoa facultativa, será de 231 kgDBO/d.

- **Adoção da taxa de aplicação superficial (L_S)**

Para adotar a taxa de aplicação superficial, utilizaram-se os mesmos critérios apresentados no item 3.4.2.1, conforme a Equação 37. Desta forma, $L_S = 209,5$ kgDBO/ha.d.

- **Cálculo da área requerida (A_{lagf})**

Seguindo-se os mesmos critérios apresentados em itens anteriores, calculou-se a área requerida (A_{lagf}) para a implantação da lagoa facultativa, utilizando-se a Equação 38. Portanto, com a carga de DBO afluente ($C_{DBO\ af}$) igual a 231 kgDBO/d, e a taxa de aplicação superficial (L_S) igual a 209,5 kgDBO/ha.d, tem-se que a área requerida será de 1,1034 ha, ou seja, 11034 m².

- **Determinação da largura (B_{lagf}), comprimento (L_{lagf}) e profundidade (H_{lagf}) da lagoa facultativa secundária**

Para garantir o mesmo regime hídrico do modelo de mistura completa, adotado para uma única lagoa facultativa, adotou-se uma lagoa com formato retangular e geometria com ordem de proporcionalidade de 1:1,5 (altura/comprimento). Logo, conforme as Equações 46 e 47, tem-se que:

- Largura (B_{lagf}) = 85,8 m;
- Comprimento (L_{lagf}) = 128,7 m.

Conforme os limites usuais citados anteriormente, e seguindo o mesmo critério de seleção, adotou-se uma profundidade (H_{lagf}) de 2 m.

- **Dimensionamento dos taludes internos e externos**

Seguindo o mesmo critério de implantação adotado para a lagoa anaeróbia (lagoa escavada), respeitando o tipo de solo local (latossolo com características argilosas), e conforme a Equação 47 tem-se que o talude interno possuirá uma base (b_i) de 4 m.

- **Cálculo do volume (V_{lagf}) resultante**

Sabendo-se que a lagoa facultativa possui uma geometria prismática de base retangular, com uma área superficial A_{lagf} , e profundidade H_{lagf} , determinou-se o volume conforme a Equação 39.

Assim, o volume resultante, será de 22068,4 m³.

- **Cálculo do diâmetro das tubulações de entrada e saída**

As tubulações de entrada da lagoa facultativa serão as mesmas tubulações utilizadas na saída da lagoa anaeróbia, portanto, foram adotadas 3 tubulações com $D_{te} = 156,4$ mm.

Para a tubulação de saída adotou-se uma única tubulação no centro da lagoa facultativa, posicionada a 60 cm do nível da água. Assim, conforme Equação 51 tem-se que o diâmetro adotado será o DN 200 ($D_{ts} = 204,2$ mm).

Para evitar a saída de flutuantes da lagoa facultativa, adotou-se uma cortina.

- **Determinação do tempo de detenção hidráulica (t) resultante**

O tempo de detenção resultante foi determinado através da Equação 40. Portanto, o tempo de detenção será de 16,7 dias.

- **Cálculo do coeficiente de remoção de DBO (K_T)**

Segundo Von Sperling (2002, p. 68), o coeficiente de remoção K_T será menor do que o calculado para uma só lagoa facultativa, pois a matéria orgânica de estabilização mais fácil, em tese, já foi removida na lagoa anaeróbia, sendo o remanescente da matéria orgânica é de degradação mais difícil, o que implica em uma taxa de estabilização mais lenta.

Assim, sugere-se que um novo valor de K_{20} seja adotado para lagoas facultativas secundárias que seguem o modelo de mistura completa. De acordo com Von Sperling (2002, p. 68), o novo valor de K_{20} a ser adotado deverá estar compreendido entre 0,25 e 0,32 d^{-1} .

Foi Adotado neste trabalho o valor médio entre os dois limites. Desta forma, $K_{20} = 0,285 d^{-1}$.

Portanto, conforme a Equação 41, utilizando o novo valor de K_{20} , e o mesmo coeficiente de temperatura, tem-se que o valor do coeficiente de remoção de DBO, corrigido para a temperatura média no mês mais frio do ano da cidade de Romaria – MG será de $0,234 d^{-1}$.

- **Estimativa da DBO solúvel efluente (S_{se})**

A DBO solúvel efluente (S_{se}) foi estimada conforme a Equação 42.

Na qual:

S_{se} = DBO solúvel efluente, em mg/L;

S_0 = concentração de DBO ($S_0 = 174,72$ mg/L);

K_T = coeficiente de remoção de DBO a $17,6^\circ C$ ($K_T = 0,234 d^{-1}$);

t = tempo de detenção ($t = 16,7$ dias).

Então, a DBO solúvel efluente, será de $35,6$ mg/L.

- **Estimativa da DBO particulada efluente (S_{pe})**

Utilizando os mesmos critérios apresentados no item 3.4.1.2, onde se admitiu uma concentração de material particulado efluente (SS) igual a 80 mg/L, e considerou-se que cada 1 mgSS/L implica numa DBO em torno de $0,35$ mg/L, pode-se estimar a DBO particulada conforme a Equação 43.

Assim, a concentração de DBO particulada efluente será de 28 mg/L.

- **DBO total efluente (S_{Te})**

A DBO total efluente é dada pela soma da DBO solúvel e da DBO particulada, Logo:

$$S_{Te} = S_{Se} + S_{Pe} = 35,6 + 28,0 = 63,6 \text{ mg/L}$$

- **Cálculo da eficiência total do sistema australiano**

Assim como no item 3.4.2.1, determinou-se a eficiência total do sistema de lagoa anaeróbia-lagoa facultativa na remoção da DBO através da Equação 44.

Na qual:

E = eficiência, em %;

S_0 = concentração de DBO ($S_0 = 390 \text{ mg/L}$);

S_{Te} = DBO total efluente ($S_{Te} = 63,6 \text{ mg/L}$).

Portanto, o sistema australiano, terá uma eficiência total na remoção da DBO de 83,7 % na remoção da DBO.

- **Estimativa da área total requerida para comportar todo o sistema**

A área total do sistema é da ordem de 25 a 33% superior à área útil utilizada pela lagoa aeróbia e pela lagoa facultativa (VON SPERLING, 2002, p. 73). Neste trabalho será utilizado o valor médio entre estes dois limites, logo, a área final terá um aumento de 29% de sua área. Portanto, conforme a Equação 59.

$$A_{Total} = 1,29 \times A_u = 1,29 \times (A_{lagA} + A_{lagf}) \quad (59)$$

Na qual:

A_{Total} = área total necessária para a implantação deste sistema, em m^2 ;

A_u = área útil gasta pelas lagoas anaeróbia e facultativa, em m^2 ;

A_{lagA} = área útil gasta pela lagoa anaeróbia ($A_{lagA} = 512 \text{ m}^2$);

A_{lagf} = área útil gasta pela lagoa facultativa ($A_{lagf} = 11034 \text{ m}^2$);

Portanto, a área total necessária para a implantação do sistema australiano será de $14894,5 \text{ m}^2$. Comparando-se o tratamento secundário por lagoa facultativa única e pelo sistema lagoa anaeróbia - facultativa, tem-se que no segundo modelo haverá uma substancial economia de área, em torno de 53%, para uma eficiência de remoção similar.

3.5.3 Lagoa aerada facultativa

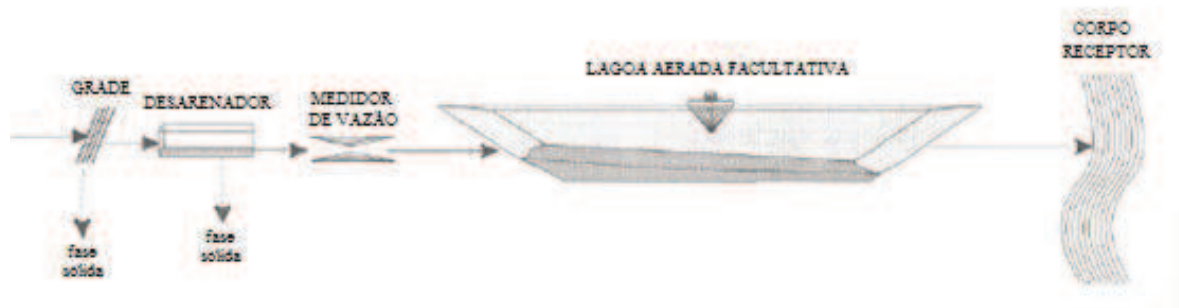
Segundo Von Sperling (2002, p.75), lagoas areadas facultativas são utilizadas quando se deseja trabalhar com um processo predominantemente aeróbio, ou quando a área disponível para a construção da ETE é reduzida (menores que as lagoas facultativas ou sistema australiano).

Nesse caso a inserção de oxigênio na lagoa não ocorre por meio da fotossíntese, como no caso da lagoa facultativa, mas sim através de aeradores. Devido à introdução da aeração mecanizada, tem-se um aumento no nível de operação e consumo de energia durante o processo, entretanto há uma significativa redução dos requisitos de área (VON SPERLING, 2002, p. 75).

De acordo com Von Sperling (2002, p.75), caso haja necessidade, devido à sobrecarga do sistema, pode-se converter as lagoas convencionais em lagoas aeradas facultativas apenas com a inclusão de aeradores.

A Figura 19 mostra esquematicamente um possível sistema que utiliza a lagoa aerada facultativa no tratamento secundário dos efluentes.

Figura 19 – Sistema contendo uma lagoa aerada facultativa



Fonte: Von Sperling (2002, p.75)

Mesmo com a aeração o nível de energia introduzido no sistema não é suficiente para manter todos os sólidos (biomassa e sólidos em suspensão) dispersos no meio líquido, apenas para introduzir oxigênio no meio, desta forma, os sólidos tendem a sedimentar formando uma camada de lodo, que será decomposta anaerobiamente no fundo. Apenas a DBO solúvel e em suspensão permanecerão na massa líquida, e sofrerão decomposição aeróbia. Logo, a lagoa se comporta como uma lagoa facultativa (VON SPERLING, 2002, p.76).

Assim como em itens anteriores, foram apresentados todos os resultados obtidos no dimensionamento da lagoa aerada no esquema do Apêndice E.

3.5.3.1 Dados iniciais

Os dados utilizados no dimensionamento da lagoa de estabilização aerada facultativa foram os seguintes:

- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão afluyente: $Q_{m\acute{a}x} = 15,3$ L/s, ou seja, $1323,2$ m³/d (calculada no item 3.2.2.5);
- Temperatura: $T^{\circ}_{m\acute{i}n} = 17,6$ °C (estabelecida no item 3.2.3);
- DBO₅ afluyente: $S_0 = 390$ mg/L (estabelecida no item 3.2.4);

3.5.3.2 Dimensionamento da lagoa aerada facultativa

Visto que em lagoas aeradas facultativas a inserção de oxigênio não depende mais do processo de fotossíntese das algas, a área superficial, ou a taxa de aplicação superficial não será mais considerada como um critério para o dimensionamento da lagoa. Entretanto, em termos de remoção de DBO, o dimensionamento das lagoas aeradas é similar ao das lagoas facultativas convencionais (VON SPERLING, 2002, p. 76).

- **Tempo de detenção hidráulica (t)**

Segundo Von Sperling (2002, p. 76), deve-se adotar o tempo de detenção de forma a garantir a remoção satisfatória da DBO. Geralmente adotam-se, para o tempo de detenção, valores que variam de 5 a 10 dias.

Portanto, será adotado o tempo de detenção de uma semana, ou seja, 7 dias.

- **Coefficiente de remoção (K_T)**

De acordo com Arceivala (1981), deve-se adotar, no caso das lagoas aeradas facultativas, o valor do coeficiente de remoção mais elevado devido à introdução facilitada de oxigênio no meio. São aceitos, para o regime de mistura completa a 20°C, valores na faixa de 0,6 a 0,8 d⁻¹, com $\theta = 1,035$.

Desta forma, adotou-se o valor médio entre os extremos aceitos por Arceivala para o coeficiente de remoção a 20°C, ou seja, $K_{20} = 0,7 \text{ d}^{-1}$.

Corrigindo o valor de K_{20} , conforme a Equação 41, para a temperatura média no mês mais frio da cidade de Romaria ($T^{\circ}\text{mín} = 17,6^{\circ}\text{C}$) tem-se que K_T é igual a 0,64 d⁻¹.

- **Estimativa da DBO solúvel efluente (S_{se})**

Admitindo o mesmo modelo de mistura completa (em que a lagoa não é muito alongada), estimou-se a DBO solúvel efluente, segundo a Equação 42.

Portanto, a DBO solúvel efluente, será $S_{Se} = 70,76 \text{ mg/L}$

- **Estimativa da DBO particulada efluente (S_{Pe})**

Seguindo os mesmo parâmetros e critérios, e por meio da Equação 43, estima-se que a DBO particulada será de 28 mg/L .

- **DBO total efluente (S_{Te})**

A DBO total foi calculada através da soma entre a DBO solúvel e particulada. Portanto, a DBO total efluente (S_{Te}) será $98,76 \text{ mg/L}$.

É importante observar que o valor da DBO total efluente encontrado neste sistema é maior do que os encontrados anteriormente. Entretanto, segundo Von Sperling (2002, p. 85) pode-se reduzir a concentração da DBO efluente aumentando o tempo de detenção do esgoto. No entanto, esta medida é consideravelmente antieconômica.

É possível também que a configuração do reator seja modificada, aproximando assim, o sistema de fluxo em pistão (fluxo onde a lagoa apresenta uma elevada relação comprimento/largura) (VON SPERLING, 2002, p. 85). Entretanto, como se adotou um sistema mistura completa, esta medida não será adotada.

Além disso, pode-se excluir a faixa de aeradores na zona de saída da lagoa, melhorando assim, as condições de sedimentabilidade do efluente (VON SPERLING, 2002, p. 85). Devido ao tipo de sistema adotado, escolheu-se esta medida.

- **Cálculo da eficiência do sistema (E)**

Calculou-se a eficiência total do sistema por meio da Equação 44. Portanto, o tratamento de efluentes utilizando-se lagoa aerada, possuirá uma eficiência de aproximadamente 75%.

- **Determinação do volume requerido (V_{lagAF})**

Determinou-se o volume necessário para a implantação do sistema de lagoa aerada facultativa isolando-se a parcela do volume da lagoa na Equação 40.

Assim, serão necessários 9262,36 m³.

- **Profundidade da lagoa aerada facultativa (H_{lagAF})**

De acordo com Von Sperling (2002, p.76), deve-se adotar a profundidade de forma a satisfazer os seguintes critérios:

- Compatibilidade com o sistema de aeração;
- Necessidade de uma camada aeróbia de aproximadamente 2 m para oxidar os gases gerados pela decomposição anaeróbia do lodo de fundo.

São adotados, usualmente, valores que variam de 2,5 a 4 m. Neste trabalho optou-se por uma profundidade de 3,5 m.

- **Dimensões da lagoa**

Devido à geometria de um paralelepípedo, calculou-se a área requerida (A_{lagAF}), conforme a Equação 39.

Portanto, serão necessários 2646,39 m² para a construção da lagoa aerada facultativa.

Assim, de posse das Equações 45 e 46, e mantendo a mesma proporcionalidade entre a largura (B_{lagAF}) e o comprimento (L_{lagAF}) de 1:1,5 (garantindo assim que o sistema opere em modelo de mistura completa), tem-se que:

- Largura (B_{lagAF}) = 42 m;
- Comprimento (L_{lagAF}) = 63 m.

- **Taludes internos e externos**

Seguindo o mesmo critério de implantação adotado para o sistema australiano (lagoa escavada), respeitando o tipo de solo local (latossolo com características argilosas), e conforme a Equação 47 tem-se que o talude interno possuirá uma base (b_i) igual a 7 m.

- **Cálculo dos diâmetros de entrada (D_{te}) e saída (D_{ts}) da lagoa**

Seguindo-se os mesmos critérios apresentados anteriormente, foram adotadas duas tubulações de entrada. Portanto, conforme a Equação 49, as tubulações de entrada possuirão diâmetro interno de 140 mm. Entretanto não existe este diâmetro comercialmente, logo foi adotado o diâmetro nominal de 150 mm (diâmetro interno de 156,4 mm).

Os espaçamentos entre as tubulações e entre as margens laterais da entrada serão as mesmas. Logo, conforme a Equação 50, o espaçamento das tubulações de entrada (e_{te}) será de 14 m.

Para a saída do efluente da lagoa aerada facultativa, adotou-se o sistema de saída de comporta (nível variável), seguindo-se os seguintes critérios (Mara et al, 1992; Silva, 1993; Jordão e Pessôa, 1995):

- Não posicionar a saída no mesmo alinhamento das tubulações de entrada, evitando assim circuitos curtos;
- Posicionar placas defletoras com alcance abaixo do nível da água (NA), para evitar a saída de material flutuante;

Levando em consideração os mesmos critérios de dimensionamento impostos nos itens anteriores, calculou-se a área mínima para a comporta (A_C) através da Equação 60.

$$A_C = \frac{Q_{m\acute{a}x}}{V_s} \quad (60)$$

Na qual:

A_C = área da comporta, em m²;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima de saída ($Q_{\text{máx}} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$);

V_s = velocidade de saída ($V_s \leq 0,5 \text{ m/s}$).

Portanto a comporta possuirá uma área mínima de $0,031 \text{ m}^2$.

Para atender o requisito de área mínima, adotou-se uma comporta com geométrica quadrada de lado “l”, portanto com cada lado igual a 0,18 m. Apenas por facilidade construtiva, adotou-se uma comporta com lados igual de 20 cm.

• Requisitos de oxigênio (RO)

Define-se que a quantidade de oxigênio a ser fornecida pelos aeradores para a decomposição e estabilização aeróbia de toda a matéria orgânica deve ser igual à DBO total última afluenta (VON SPERLING, 2002, p. 80).

Determina-se o requisito de oxigênio conforme a Equação 61.

$$RO = \frac{a \times Q_{\text{máx}} \times (S_0 - S_{\text{Se}})}{1000} \quad (61)$$

Na qual:

RO = requisito de oxigênio, em kgO_2/d ;

a = coeficiente, compreendido entre 0,8 e 1,2 $\text{kgO}_2/\text{KgDBO}_5$. Adotou-se o valor médio entre os limites deste coeficiente. Portanto ($a = 1,0 \text{ kgO}_2/\text{KgDBO}_5$);

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluenta ($Q_{\text{máx}} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{d}$);

S_0 = concentração de DBO_5 total afluenta ($S_0 = 390 \text{ g/m}^3$);

S_{Se} = concentração de DBO_5 solúvel efluenta ($S_{\text{Se}} = 70,76 \text{ g/cm}^3$);

1000 = conversão de kg para g (g/kg).

Portanto, será necessária a introdução de $422,42 \text{ kgO}_2/\text{d}$, ou seja, $17,6 \text{ kgO}_2/\text{h}$.

- **Sistema de aeração e requisitos de energia (RE)**

Os tipos mais comuns de aeradores utilizados para o projeto de lagoas aeradas facultativas são os aeradores mecânicos flutuantes de eixo vertical e alta rotação. Tal sistema pode ser facilmente instalado, visto que não é necessária a construção de pilares de sustentação para os aeradores, podendo ser facilmente movidos caso seja necessário alterar sua posição (VON SPERLING, 2002, p. 81).

Segundo Von Sperling (2002, p. 81), deve-se considerar as seguintes afirmações:

- Distribuir os aeradores de forma homogênea pela zona total da lagoa que será aerada;
- Dado que para lagoas retangulares a demanda de oxigenação é maior na entrada da lagoa, pode-se adotar aeradores mais potentes ou até mesmo em maior número nessa região, e se necessário não adotar aeradores na zona de saída da lagoa;
- Define-se que seguindo a mesma linha de instalação, ou seja, aeradores contíguos, os mesmos devem ter rotações em sentidos opostos, para aumentar ainda mais a turbulência e favorecer a oxigenação;
- Adota-se em lagoas de pequeno porte no mínimo 2 aeradores;
- Deve-se obedecer às especificações mínimas de profundidade, zona de influência e eficiência de oxigenação fornecida pelo fabricante.

De acordo com Von Sperling (2002, p. 82), a área de influência de um aerador mecânico superficial, tem duas zonas principais, Figura 20:

- Zona de mistura: na qual o líquido é bem homogeneizado e fazendo com que seus sólidos permaneçam em suspensão, a qual possui menor diâmetro;
- Zona de oxigenação: onde se tem a difusão do oxigênio no meio líquido, mas não ocorre mistura, essa tem diâmetro maior.

Figura 20 - Raios de mistura e oxigenação para aeradores superficiais mecânicos



Fonte: Von Sperling (2002, p. 82)

Com todas essas especificações e determinação para as instalações dos aeradores, pode-se também definir e calcular os requisitos energéticos dos mesmos, conforme a Equação 62.

$$RE = \frac{RO}{EO_{\text{campo}}} \quad (62)$$

Na qual:

RE = requisito energético, em kW;

RO = requisito de oxigênio (RO = 17,6 kgO₂/h);

EO_{campo} = eficiência de oxigenação, em kgO₂/kWh.

Sabe-se que os dados fornecidos pelos fabricantes de aeradores são, geralmente, expressos nas condições padrões, ou seja, para a temperatura a 20°C, água limpa (com ausência de oxigênio dissolvido na mesma), salinidade nula e ao nível do mar. Nessas condições, tem-se definido em literatura que a eficiência padrão (EO_{padrão}) tem seus valores compreendidos na faixa de 1,2 a 2,0 kgO₂/kWh (VON SPERLING, 2002, p. 83).

Considerando ainda as condições reais de funcionamento, onde a capacidade e eficiência de oxigenação são inferiores, é definida a eficiência de oxigenação considerada de campo, EO_{campo}, com valores presentes entre 55 e 65% da EO_{padrão} (VON SPERLING, 2002, p. 83).

Para fins de dimensionamento, foram utilizados aeradores flutuantes de alta rotação e fluxo ascendente (modelo ARFA), fornecido pela empresa Sigma® (2017) cujas especificações técnicas são mostradas no Anexo B.

Segundo a ficha técnica do aerador adotado, a taxa de aeração (eficiência de oxigenação) média é de 1,75 kgO₂/kWh. Logo, considerando a eficiência de oxigenação em campo (EO_{campo}) 60% da taxa de aeração em condições ideais:

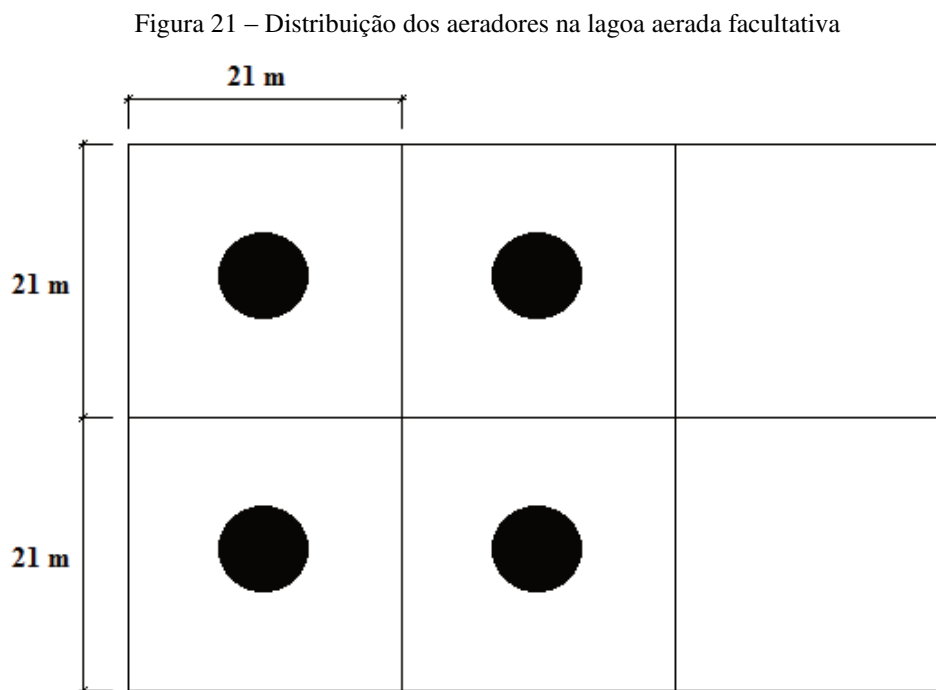
$$EO_{\text{campo}} = 0,60 \times EO_{\text{padrão}} = 0,60 \times 1,75 = 1,05 \text{ kgO}_2/\text{kWh}$$

Assim, conforme a Equação 62, serão necessários 16,76 kW, ou seja, 22,8 CV.

- **Número de aeradores**

Foram utilizados 4 aeradores de 7,5 CV cada, portanto com uma potencia instalada (P_i) de 30 CV (maior que o requisito energético de 22,8 CV).

Considerando-se uma área de influência quadrada, para cada aerador, e deixando as células finais sem aeradores, distribuíram-se os aeradores da seguinte forma, Figura 21.



Fonte: Autor (2017)

É importante observar que a área de influência de 21 x 21 m (441 m²) está abaixo da zona de influência máxima estipulada pelo catálogo do fornecedor. Desta forma, cada aerador consegue realizar a mistura e a dispersão completa dentro de sua respectiva área de influência.

- **Verificação da densidade de potência ($\emptyset$)**

Segundo Von Sperling (2002, p. 79), quanto maior for a densidade de potência, maior será a quantidade de sólidos suspensos no meio líquido. Geralmente, as lagoas aeradas facultativas devem trabalhar com baixas densidades de potência, pois, mesmo gerando a turbulência na lagoa, devem possibilitar a sedimentação dos sólidos.

A densidade de potência pode ser calculada através da Equação 63.

$$\emptyset = \frac{P_i}{V_{\text{lagAF}}} \quad (63)$$

Na qual:

$\emptyset$ = densidade de potência média, em W/m³;

P_i = potência efetivamente instalada ($P_i = 30 \text{ CV} = 22065 \text{ W}$);

V_{lagAF} = volume total da lagoa aerada facultativa ($V_{\text{lagAF}} = 9262,4 \text{ m}^3$).

Portanto a densidade de potência será de aproximadamente 2,4 W/m³.

Segundo Von Sperling (2002, p. 80), são comuns valores de densidade de potência na faixa de 0,75 a 1,50 W/m³. Entretanto, valores próximos a estes limites são aceitos.

- **Área total requerida**

Para este sistema, estimou-se a área requerida sendo uma área 30% superior a área utilizada pela lagoa aerada facultativa, assim:

$$A_{\text{tlagAF}} = 1,30 \times A_{\text{lagAF}} = 1,30 \times 2646,4 = 3440,3 \text{ m}^2$$

Portanto, serão necessários 3430,3 m² para implantação deste sistema.

3.5.4 Filtro biológico

Os filtros biológicos percoladores são, segundo a revista TAE (2017), uma das tecnologias mais populares no tratamento biológico de efluentes, tanto doméstico quanto industrial. Devido ao seu baixo custo de instalação e de operação, esta tecnologia se tornou amplamente difundida por todo o mundo.

A Figura 22 mostra o fluxograma típico de um sistema de tratamento de esgotos que utiliza filtros biológicos em sua composição.

Figura 22 – Fluxograma típico de um sistema empregando filtro biológico



Fonte: adaptado de Von Sperling (2005, p.314)

No final do século XIV, na Inglaterra, entrou em operação o primeiro filtro biológico, originado da evolução dos filtros de contato (tanques preenchidos com pedras e alimentados com esgoto pela superfície até completar o volume do tanque, e após um período de contato, normalmente 6 horas, drenavam-se o leito de pedras, deixando-o em repouso por mais 6 horas antes do próximo ciclo se iniciar) (CHERNICHARO et al, 2001).

O filtro biológico consiste de um tanque, normalmente circular, preenchido por pedras, madeira ou material plástico, sobre o qual o esgoto será lançado na forma de jato ou gotas, através de distribuidores rotativos movidos pela própria carga hidráulica dos esgotos. Após o seu lançamento, o esgoto percola para os drenos localizados no fundo do tanque. Devido à percolação, há o crescimento de bactérias na superfície do material de enchimento, na forma de uma película fixa, conhecida como biofilme. Ao passar pelo biofilme, o efluente entra em contato com os microrganismos presentes no biofilme que irão “digerir” o esgoto. Nos espaços vazios há a circulação de ar, desta forma há o

fornecimento de oxigênio para a respiração dos microrganismos, portanto, os filtros biológicos são sistemas aeróbios (VON SPERLING, 2005, p. 311).

Segundo VON SPERLING (2005, p. 311), o nome popular, filtro biológico, não é adequado à forma de funcionamento do mesmo. Esta nomenclatura está incorreta, pois o processo não envolve qualquer fenômeno de peneiramento ou filtração, na verdade, o que ocorre é uma oxidação biológica do efluente pelas bactérias do biofilme.

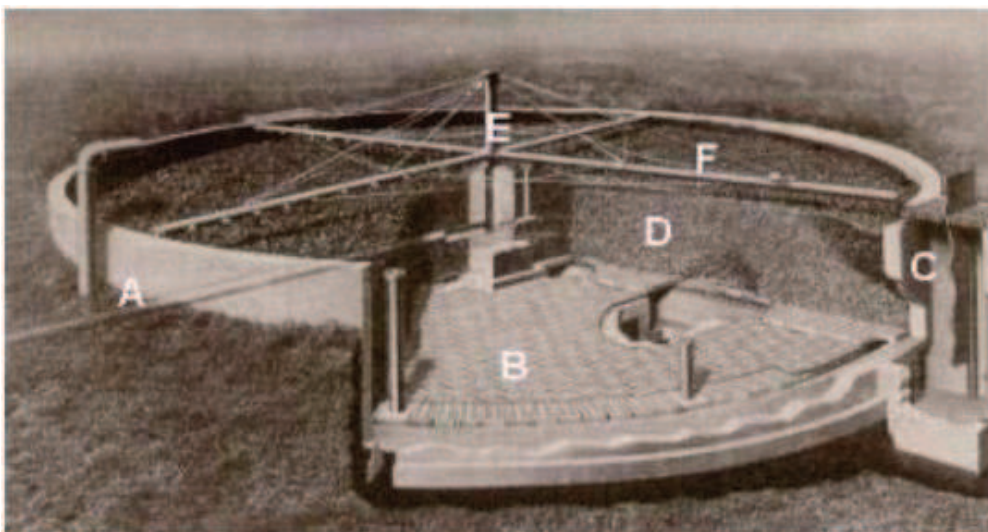
No processo encontrado nos filtros biológicos, diferentemente dos processos de lagoas de estabilização e de lodos ativados (em que a biomassa cresce dispersa em um tanque ou uma lagoa), a biomassa cresce aderida ao meio suporte. (VON SPERLING, 2005, p. 311).

Ao passar do tempo, devido ao crescimento da biomassa na superfície das pedras, os espaços vazios tendem a diminuir, assim há um aumento de velocidade. Devido ao aumento de velocidade, tende a aparecer uma tensão de cisalhamento que descola parte do material aderido, o que funciona como forma natural de controle da população microbiana no meio. Entretanto este lodo desalojado deve ser removido nos decantadores secundários para diminuição dos sólidos em suspensão do efluente final. (VON SPERLING, 2005, p. 312).

Segundo Kawano (2008), o filtro biológico percolador convencional apresenta os seguintes componentes, Figura 23:

- A – Tubulação do afluente;
- B – Sistema de drenagem;
- C – Parede do tanque;
- D – Meio Suporte;
- E – Distribuidor rotativo;
- F – Braço do distribuidor rotativo.

Figura 23 – Componentes de um filtro biológico



Fonte: KAWANO (2008).

Distribuição do esgoto: a distribuição do efluente no meio suporte é feita através de aspersores fixos ou móveis. Os distribuidores fixos são constituídos de sistemas de canalizações com bocais aspersores alimentados intermitentemente por uma câmara de dosagem. Infelizmente este dispositivo não garante a alimentação uniforme do efluente, permitindo assim, a presença de regiões do meio suporte sem alimentação de esgoto. Os distribuidores móveis, Figura 24, podem realizar movimentos de translação ou rotação, movimentando seus braços distribuidores, que são ligados a uma coluna central. (KAWANO, 2008).

Figura 24 – Distribuidor rotativo do afluente

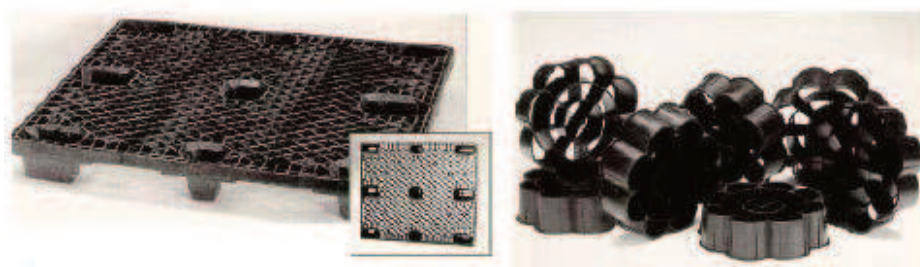


Fonte: KAWANO (2008)

Possivelmente esta alimentação é contínua, podendo ser efetuada por meio de caixas dosadoras de funcionamento intermitente. Nos braços, são encontrados bocais equidistantes. Estes bocais estão sempre localizados de um mesmo lado nos braços, de modo a permitir o movimento dos braços rotativos pelo próprio líquido, assim, efetuando a distribuição uniforme do esgoto a tratar (KAWANO, 2008).

Meio Suporte: Antes conhecido como meio drenante ou meio filtrante, o meio suporte, é constituído de massa sólida, distribuído de forma conveniente no tanque, com a finalidade de agregar a biomassa. O material a ser utilizados depende, na maioria dos casos, da disponibilidade do material e de seu custo de transporte. São usados tradicionalmente: pedregulhos, cascalhos, escória de fornos de fundição e, mais recentemente, peças plásticas, Figura 25 (KAWANO, 2008).

Figura 25 – Meio suporte plástico

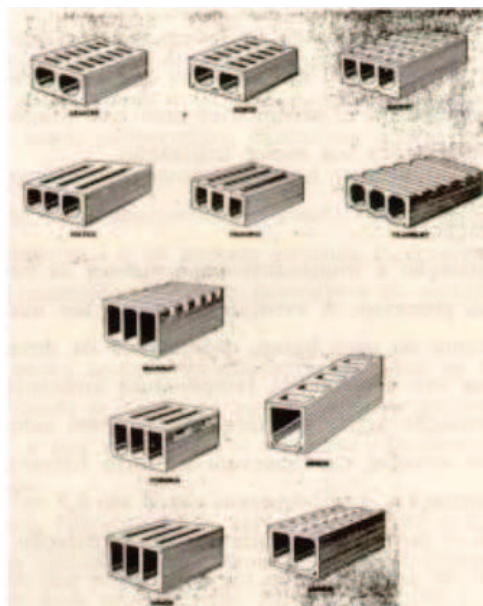


Fonte: KAWANO (2008)

Segundo Kawano (2008), grande vantagem do meio plástico é o seu peso, muito mais leve, o que facilita o transporte e o arranjo nas unidades filtrantes.

Sistema de drenagem do efluente: O sistema de drenagem, localizado ao fundo do filtro biológico, consiste de blocos ou calhas pré-moldadas de concreto, barro vidrado, cimento amianto ou plástico, dispostos em toda a extensão do fundo do filtro. Estas calhas são dimensionadas para receber o escoamento contínuo do esgoto aplicado na unidade e conduzi-los ao canal efluente no fundo. A Figura 26 mostra alguns blocos de drenagem utilizados (JORDÃO, 1995).

Figura 26 – Blocos de drenagem utilizados



Fonte: ABES (2017).

Ventilação: Por ser um sistema aeróbio, deve-se garantir a introdução de oxigênio no meio suporte. A ventilação pode ser natural, Figura 27, onde o ar circula para cima ou para baixo, dependendo da densidade do ar interior, que depende por sua vez da temperatura ambiente (ABES, 2017). Devido aos custos envolvidos, pouco se utiliza da ventilação artificial (JORDÃO, 1995).

Figura 27 – Filtro biológico – detalhe da entrada de ar



. Fonte: KAWANO (2008).

Segundo a NBR 12209 (2011), os filtros biológicos podem ser classificados quanto à carga de DBO, em: filtros de baixa taxa e de alta taxa. Esta classificação ocorre em

função da carga hidráulica, da carga orgânica (Carga de DBO) e do material utilizado. A Tabela 8 mostra os valores estipulados pela norma.

Tabela 8 – Limites para a classificação dos filtros biológicos

MATERIAL	TIPO DE FILTRO BIOLÓGICO	CARGA DE DBO [kgDBO ₅ /m ³ .d]	TAXA DE APLICAÇÃO HIDRÁULICA (T _{AH}) [m ³ /m ² .d]
Brita ou seixo	Baixa taxa	$\leq 0,3$	≤ 05
	Alta taxa	$\leq 1,2$	≤ 50
Plástico	Tipo único	$\leq 3,0$	$10 \leq T_{AH} \leq 75$

Fonte: NBR 12209 (2011, p.19)

Para tentar melhorar a eficiência dos filtros biológicos, ou como forma de se tratar esgotos com maior concentração de matéria orgânica, pode-se utilizar dois filtros em série. Esse sistema é utilizado, também, em casos em que há necessidade de nitrificação, onde, no primeiro estágio ocorre à redução do DBO, e a nitrificação ocorre no segundo estágio. (CHERNICHARO ET AL., 2011).

Neste trabalho será utilizado apenas um filtro biológico devido ao pequeno número de habitantes residentes na cidade de Romaria MG.

O material suporte será composto por pedras britadas (basalto britado), pois, de acordo com Von Sperling (2005, p.315) este é o material mais utilizado, portanto, mais comum no mercado.

Assim como em itens anteriores, todos os resultados obtidos no dimensionamento do filtro biológico foram apresentados no esquema do Apêndice F.

3.5.4.1 Dados iniciais

Os dados utilizados no dimensionamento do filtro biológico foram:

- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão afluente: $Q_{m\acute{a}x} = 15,3$ L/s, ou seja, 1323,2 m³/d (calculada no item 3.2.2.5).

- Temperatura: $T_{\min} = 17,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (estabelecida no item 3.2.3);
- DBO_5 afluyente ao decantador primário: $S'_0 = 390 \text{ mgDBO/L}$ (estabelecida no item 3.2.4);
- Eficiência na remoção de DBO do Decantador Primário: $E_{\text{DP1}} = 36\%$ (Tabela 5 do item 3.4.7)

3.5.4.2 Dimensionamento do filtro biológico

- **Cálculo da DBO efluente do decantador primário (S_0)**

A DBO efluente do decantador primário, portanto afluyente ao filtro biológico, foi determinada através da Equação 64.

$$S_0 = S'_0 \times \left(1 - \frac{E_{\text{DP1}}}{100}\right) \quad (64)$$

Na qual:

S_0 = DBO efluente do decantador primário, em mgDBO/L;

S'_0 = DBO afluyente ao decantador primário ($S'_0 = 390 \text{ mgDBO/L}$);

E_{DP1} = eficiência do decantador primário ($E_{\text{DP1}} = 36 \%$).

Portando, a concentração de matéria orgânica afluyente ao filtro biológico será de 249,6 mgDBO/L.

- **Determinação da eficiência do filtro biológico (E_{FB})**

Primeiramente foi arbitrada a concentração de DBO máxima efluente ao filtro biológico.

Segundo o PMSB (2015, p. 40) e o CONAMA 430 (2011, p. 6), deve-se garantir que a demanda bioquímica de oxigênio (DBO), aos 5 dias e a 20°C , seja no máximo 120 mg/L, sendo que este valor só poderá ser ultrapassado em casos especiais ou mediante a estudo. Por segurança, adotou-se a DBO efluente (S_e) máxima de 80 mgDBO/L

A eficiência do filtro biológico será calculada conforme Equação 65.

$$E_{T^{\circ}\text{mín}} = 100 \times \left(\frac{S_0 - S_e}{S_0} \right) \quad (65)$$

Na qual:

$E_{T^{\circ}\text{mín}}$ = eficiência do filtro biológico a 17,6 °C, em %;

S_0 = DBO efluente do decantador primário ($S_0 = 249,6$ mgDBO/L);

S_e = DBO efluente do filtro biológico ($S_e = 80$ mgDBO/L).

Portanto a eficiência do filtro biológico na temperatura média do ar no mês mais frio do ano será de aproximadamente 68%.

Entretanto, para determinar a carga de DBO através das curvas de eficiência para filtros biológicos, calculou-se a eficiência do filtro biológico para a temperatura de 20°C conforme a Equação 66 (SALLA, 2017d, p.3).

$$E_{T^{\circ}\text{mín}} = E_{20^{\circ}} \times 1,035^{(T^{\circ}\text{mín}-20)} \quad \rightarrow \quad E_{20^{\circ}} = \frac{E_{T^{\circ}\text{mín}}}{1,035^{(T^{\circ}\text{mín}-20)}} \quad (66)$$

Na qual:

$E_{20^{\circ}}$ = eficiência do filtro biológico a 20°C, em %;

$E_{T^{\circ}\text{mín}}$ = eficiência do filtro biológico a 17,6°C ($E_{T^{\circ}\text{mín}} = 68\%$);

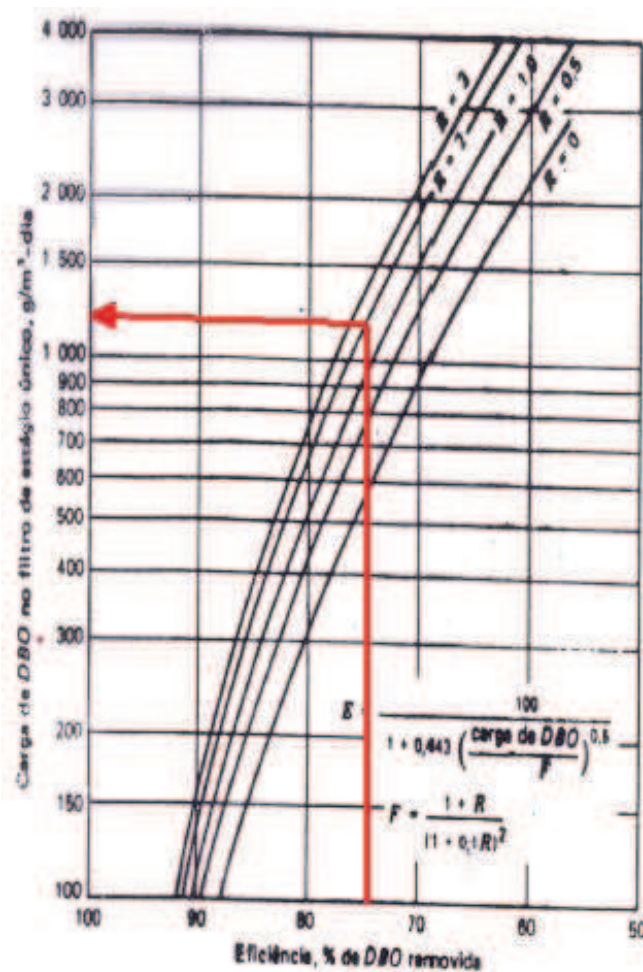
$T^{\circ}\text{mín}$ = temperatura média no mês mais frio do ano ($T^{\circ}\text{mín} = 17,6^{\circ}$).

Portanto, a eficiência do filtro biológico percolador a 20°C será de 74%.

• Determinação da carga de DBO no filtro biológico

Determinou-se a carga de DBO no filtro biológico através das curvas de eficiência para filtros biológicos de estágio único a 20°C, Figura 28. Segundo a NBR 12209 (2011, p. 20) para qualquer que seja o material utilizado no meio filtrante, a razão de recirculação (R) deve ser inferior a 5. Optou-se por adotar a curva de razão 2.

Figura 28 – Curva de eficiência para filtros biológicos de um único estágio



Fonte: Salla (2017d)

Portanto, a carga de DBO no filtro biológico será de, aproximadamente 1200 gDBO/m³.d, ou seja, 1,2 kgDBO/m³.d.

Segundo a Tabela 8, filtros biológicos que utilizam pedras britadas como meio suporte podem apresentar uma carga de DBO de no máximo 1,2 kgDBO/m³.d. Logo, o filtro biológico será classificado como filtro biológico percolador de alta taxa.

- **Cálculo das dimensões do filtro biológico**

Determinou-se o volume inicial necessário no reator do filtro biológico através da Equação 67.

$$V_{FB} = \frac{Q_{\text{máx}} \times (S_0 \times 10^{-3})}{\text{Carga DBO}} \quad (67)$$

Na qual:

V_{FB} = volume do reator do filtro biológico, em m³;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima ($Q_{\text{máx}} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{dia}$);

S_0 = DBO₅ efluente do decantador primário ($S_0 = 249,6 \text{ mgDBO}_5/\text{L}$);

Carga DBO = carga de DBO₅ no filtro biológico (Carga DBO = 1,2 kgDBO₅/m³.d).

Logo, o volume do filtro biológico será: $V_0 = 275,2 \text{ m}^3$.

Segundo a NBR 12209 (2011, p.19), filtros biológicos que utilizam material britado como meio suporte devem possuir uma altura inferior a 3 m. Portanto, adotou-se uma altura de 2,5 m.

Assim, determinou-se a área inicial do fundo do filtro biológico através da Equação 68.

$$A_{FB} = \frac{V_{FB}}{H_{FB}} \quad (68)$$

Na qual:

A_{FB} = área do fundo do reator, em m²;

V_{FB} = volume do reator do filtro biológico ($V_{FB} = 275,2 \text{ m}^3$);

H_{FB} = Altura do reator ($H_{FB} = 2,5 \text{ m}$).

Portanto, a área de fundo será: $A_{FB} = 110,1 \text{ m}^2$.

Como se optou por um reator com geometria circular, determinou-se o seu diâmetro conforme a Equação 69.

$$D_{FB} = \sqrt{\frac{4 \times A_{FB}}{\pi}} \quad (69)$$

Na qual:

D_{FB} = diâmetro do filtro biológico, em m;

A_{FB} = área do fundo do reator ($A_{FB} = 110,1 \text{ m}^2$).

Logo, o diâmetro será: $D_{FB} = 11,8 \text{ m}$.

• Determinação da carga hidráulica no filtro biológico

Primeiramente, calculou-se o fator de recirculação segundo a Equação 70 (SALLA, 2017d, p 1).

$$E_{20^\circ} = \frac{100}{1 + 0,443 \sqrt{\frac{\text{Carga DBO}}{F}}} \quad (70)$$

Na qual:

E_{20° = eficiência do filtro biológico a 20 °C ($E_{20^\circ} = 74 \%$);

Carga DBO = carga de DBO_5 no filtro biológico (Carga DBO = 1,2 kg. $\text{DBO}_5/\text{m}^3.\text{d}$);

F = fator de recirculação, adimensional.

Logo, isolando-se a parcela do fator de recirculação (F) na Equação 70, tem-se que o fator será de 1,34.

.

Em seguida, conforme a Equação 71 determinou-se a razão de recirculação.

$$F = \frac{1 + \alpha}{(1 + 0,1\alpha)^2} \quad (71)$$

Na qual:

F = fator de recirculação ($F = 1,2$);

α = razão de recirculação, adimensional.

Logo, resolvendo-se a equação de segundo grau gerada pela Equação 71 ($0,0134 \alpha^2 - 0,732 \alpha + 0,34$), calculou-se que $\alpha = 0,47$ ou $\alpha = 54,16$. A NBR 12209 (2011, p 20), estipula que a razão de recirculação deve ser menor que 5, portanto, $\alpha = 0,47$.

- **Cálculo da vazão de recirculação (Q_R)**

A vazão de recirculação foi determinada através da Equação 72.

$$Q_R = \alpha \times Q_{\text{máx}} \quad (72)$$

Na qual:

Q_R = vazão de recirculação, em m^3/d ;

α = razão de recirculação ($\alpha = 0,47$);

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima ($Q_{\text{máx}} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{dia}$).

Portanto, o Valor da vazão de recirculação será: $Q_R = 621,9 \text{ m}^3/\text{d}$.

- **Carga hidráulica no filtro biológico**

Determinou-se a carga hidráulica do filtro biológico conforme a Equação 73.

$$\text{Carga Hidráulica} = \frac{Q_{\text{máx}} + Q_R}{A_{\text{FB}}} \quad (73)$$

Na qual:

Carga Hidráulica = carga hidráulica no filtro biológico, em $\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima ($Q_{\text{máx}} = 1323,2 \text{ m}^3/\text{dia}$);

Q_R = vazão de recirculação ($Q_R = 621,9 \text{ m}^3/\text{d}$);

A_{FB} = área do fundo do reator ($A_{\text{FB}} = 110,1 \text{ m}^2$).

Portanto, a carga hidráulica do filtro biológico será: Carga Hidráulica = $17,7 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. É importante salientar que, segundo a NBR 12209 (2011, p.19), a carga hidráulica em filtros de alta taxa, deverá ser inferior a $50 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Desta forma, como o valor encontrado é inferior ao limite estabelecido em norma, o filtro atende a este critério.

- **Dimensionamento do fundo, das aberturas laterais e canaletas coletoras de efluente**

Abertura do fundo: Segundo a NBR 12209 (2011, p. 20), a abertura do fundo (abertura do gradeamento dos blocos de drenagem) deve ser igual ou superior a 15% da área horizontal do fundo do filtro biológico. Portanto, a abertura deverá ser maior ou igual a 16,5 m².

Entrada de ar: As extremidades dos drenos que se comunicam com a atmosfera devem possuir área igual ou superior a 1% da área horizontal do fundo da unidade (NBR 12209, 2011, p.20). Logo a abertura dos respiros deve ser maior ou igual a 1,10 m². Foram adotados 3 respiros, um em cada canaleta coletora secundária, portanto, cada respiro deverá apresentar uma abertura de área igual ou superior a 0,367 m². Para atender a este critério, adotou-se uma entrada de ar quadrada de lado (l) igual a 0,61 m, ou seja, 61 cm.

Canaleta coletora secundária: De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 20), a declividade mínima dos drenos deve ser igual a 1% e a velocidade mínima nas canaletas efluentes deve ser 0,6 m/s. Logo, da equação da continuidade e sabendo que a canaleta secundária recebe um quarto da vazão máxima total ($Q_{cs} = 0,00383 \text{ m}^3/\text{s}$), a área da canaleta será de 0,00638 m². Assim, adotando-se uma canaleta retangular comercial com base (b) de 8 cm, a altura (h) da canaleta secundária será também de 8 cm.

Canaleta coletora principal: A velocidade mínima nas canaletas principais deve ser 0,6 m/s (NBR 12209, 2011, p. 20). Sabendo-se que a canaleta principal recebe toda a vazão ($Q_{cp} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$), a área da canaleta será de 0,0255 m². Adotando uma canaleta comercial com base (B) de 16 cm, a altura (H) da canaleta secundária será de 16 cm.

- **Área total requerida pelo filtro biológico**

A área total gasta para a implantação do filtro percolador foi 30% maior de que a sua própria área. Portanto, a área total gasta para o filtro biológico será de $A_T = 110,1 \times 1,3 = 143,13 \text{ m}^2$.

- **Eficiência total do sistema decantador primário mais filtro biológico**

A eficiência final do sistema decantador primário-filtro biológico será:

$$E = \left\{ \frac{390 - \left[249,6 \times \left(\frac{100 - 68}{100} \right) \right]}{390} \right\} = 79,5 \%$$

3.5.5 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA)

Inicialmente desenvolvidos na Holanda e denominados como reatores *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), os Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente (RAFA), ou reatores de manta de lodo, ganharam espaço no Brasil, graças às condições climáticas e ambientais favoráveis (loais de clima quente), e inúmeras experiências bem sucedidas com este tipo de sistema no tratamento de efluentes (CHERNICHARO, 1997, p. 116 e p153).

A Tabela 9 mostra as principais vantagens e desvantagens do uso deste sistema.

Tabela 9 – Vantagens e desvantagens dos reatores RAFA

VANTAGENS	DESVANTAGENS
➤ Sistema compacto = baixa demanda de área; ➤ Baixo custo de implantação e operação; ➤ Baixa produção de lodo; ➤ Baixo consumo de energia; ➤ Eficiência de remoção de DBO/DQO, da ordem de 65-75%; ➤ Possibilidade de rápido reinício, mesmo após longas paralisações; ➤ Elevada concentração de lodo excedente; ➤ Boa desidratabilidade do lodo.	➤ Possibilidade de emanção de maus odores (devido a elementos tóxicos e/ou inibidores); ➤ Baixa capacidade de o sistema tolerar cargas tóxicas; ➤ Elevado intervalo de tempo necessário pra partida do sistema (4 a 6 meses); ➤ Necessidade de uma etapa de pós-tratamento.

Fonte: Adaptado de Chernicharo (1997, p. 153)

• Princípios do funcionamento do RAFA

Primeiramente, o reator é preparado com uma quantidade suficiente de lodo contendo os microrganismos que irão digerir a matéria orgânica. Em seguida é dada a partida no

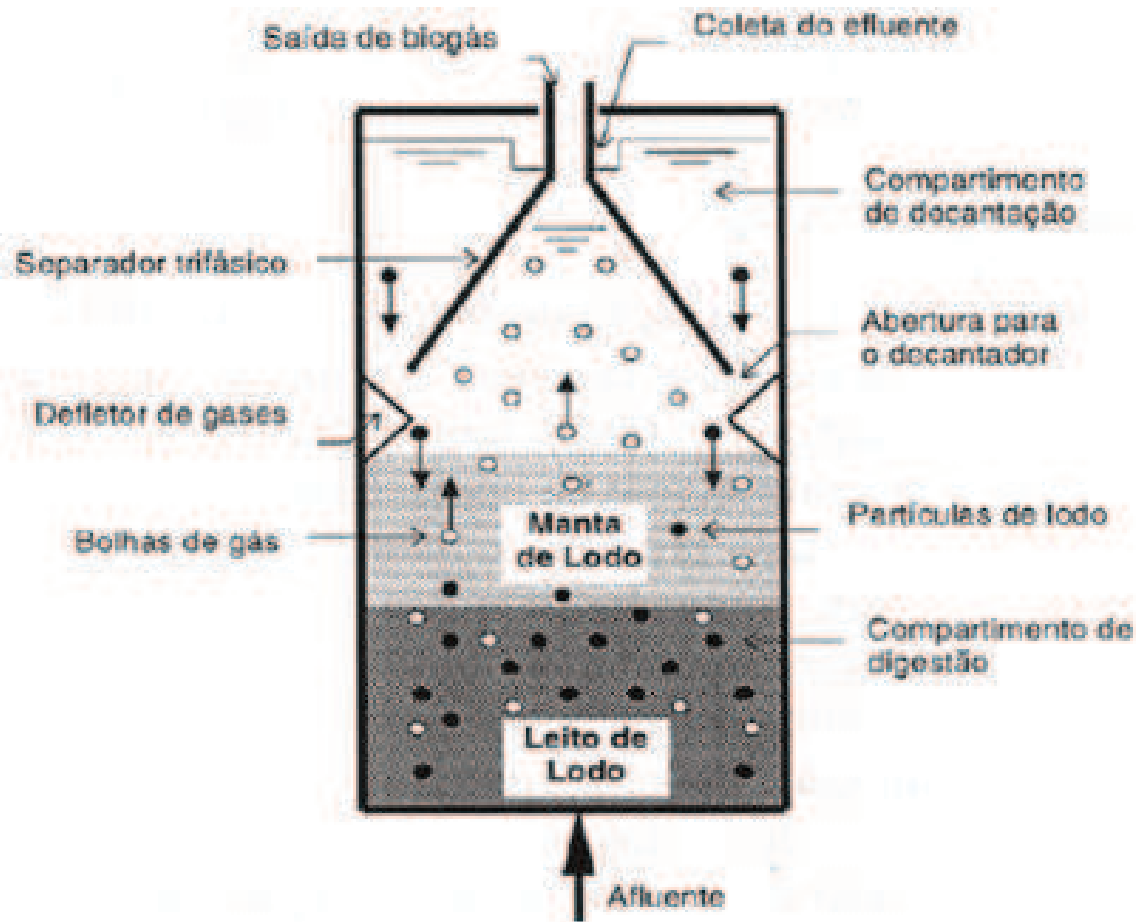
sistema (*start up*), alimentando o reator de forma ascendente e com uma baixa taxa de efluente. Depois, de acordo com a resposta do sistema, deve-se aumentar aos poucos taxa de alimentação no reator, que após alguns meses forma um lodo muito concentrado (4% a 10%, ou seja, 40000 a 100000 mgST/L) ao fundo do reator. Dependendo do tipo de lodo sedimentado, das características das águas residuárias e das condições de operação do reator, formam-se grânulos de lodo com diâmetros que variam de 1 a 5 mm (CHERNICHARO, 1997, p. 155). Esta região é conhecida como leito de lodo.

Segundo Chernicharo (1997, p. 155), logo após o leito do lodo, é formada uma zona de crescimento bacteriano mais disperso, denominada manta de lodo. Nesta região os sólidos sedimentam de forma mais lenta, cuja concentração de lodo varia de 1,5 a 3%. Nessa parte do reator ocorre à auto mistura do sistema, devido ao movimento ascendente das bolhas de biogás no lodo pouco compactado. Esse movimento provoca também, o carreamento de partículas de lodo, que podem ser levados junto com o efluente, assim torna-se necessária a inclusão de um separador trifásico na parte superior do reator. A resedimentação do lodo ocorre graças à câmara de sedimentação que se encontra acima do separador, a qual tem como objetivo fazer com que o lodo mais pesado volte à região de digestão, entretanto, a parte mais leve do lodo ainda pode ser perdido no sistema como parte do efluente final.

De acordo com Chernicharo (1997, p. 156), a elevada capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa é consequência da instalação do separador trifásico (para gases, sólidos e líquidos). Desta forma, os reatores RAFA conseguem reter por maior tempo o lodo (geralmente 30 dias), garantindo assim que o lodo excedente seja descartado já estabilizado.

A Figura 29 apresenta em corte o desenho esquemático de um reator de manta de lodo.

Figura 29 – Esquema em reator anaeróbico em corte



Fonte: Chernicharo (1997, p. 156)

Assim, além de possuírem uma simplicidade construtiva e baixos custos de operação, o RAFA, se comparado a outros reatores, é capaz de suportar uma alta taxa de carga orgânica (CHERNICHARO, 1997, p. 156).

Segundo Chernicharo (1997, p. 156), deve-se;

- Assegurar o máximo de contato entre a biomassa e o substrato;
- Garantir o tempo suficiente para a degradação da matéria orgânica;
- Separar de forma adequada o biogás, o líquido e os sólidos, retraindo apenas os sólidos;
- Manter na região de manta um lodo bem adaptado, com alta atividade metanogênica específica (AME) e com uma excelente sedimentabilidade, e se possível ser granulados, por apresentar características melhores que as do lodo floculento.

3.5.5.1 Dados iniciais

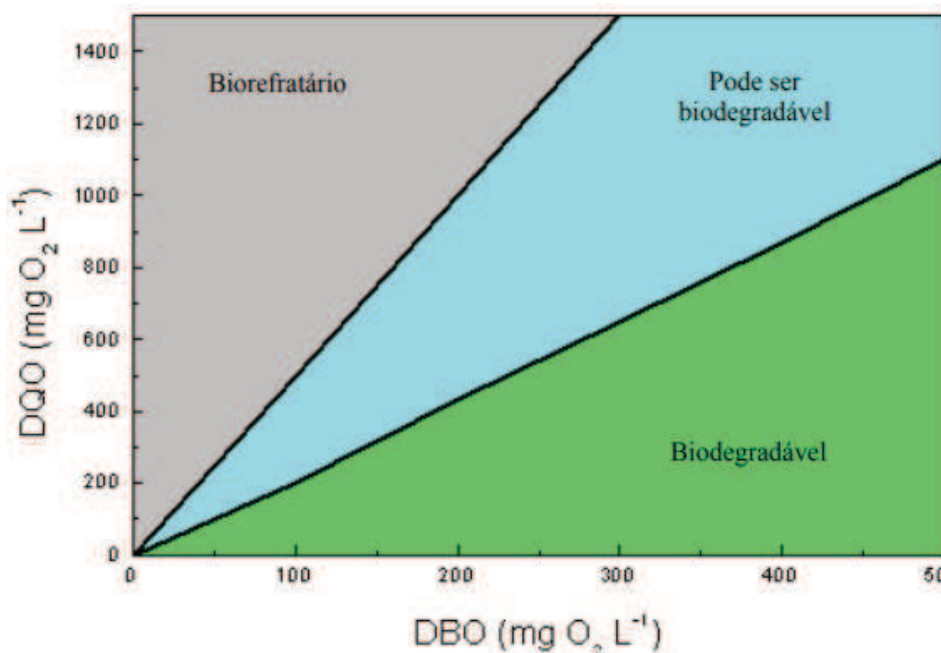
- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão média afluente: $Q_{méd} = 11,0$ L/s; $949,8$ m³/d; ou $39,6$ m³/h (calculada no item 3.2.2.4).
- Vazão máxima afluente: $Q_{máx} = 15,3$ L/s; $1323,2$ m³/d; $55,1$ m³/h (calculada no item 3.2.2.5).
- Temperatura: $T_{min} = 17,6$ °C (estabelecida no item 3.2.3);
- DBO afluente: $S_{0\ DBO} = 390$ mgDBO/L (estabelecida no item 3.2.4);
- Coeficiente de produção de sólidos: $Y = 0,15$ kgSST/kgDQO_{apl}. Segundo Chernicharo (1997, p. 173), no Brasil os valores do coeficiente de produção de sólidos em reatores RAFA variam entre 0,10 a 0,20 kgSST/kgDQO_{apl}. Portanto, optou-se por trabalhar com o valor médio.
- Coeficiente de produção de sólidos, em termos de DQO: $Y_{obs} = 0,17$ kgDQO_{lodo}/kgDQO_{apl}. Segundo Chernicharo (1997, p. 173), o coeficiente global de produção de sólidos (Y_{obs}), que incorpora a acumulação de sólidos não biodegradáveis no lodo, o crescimento e o decaimento de microrganismos, é 14% maior que (Y), portanto, variam entre, aproximadamente, 0,11 a 0,23 kgDQO_{lodo}/kgDQO_{apl}. Assim, adotou-se o seu valor médio.
- Concentração esperada para o lodo de descarte: $C = 4\%$. Segundo Chernicharo (1997, p. 188), espera-se que a concentração de lodo esteja entre 2 a 5%. Portanto, foi adotado o valor médio entre o intervalo.
- Densidade do lodo: $\gamma = 1030$ kgSST/m³. Valor médio entre os intervalos aceitos por Chernicharo (1997, p. 188);

- **Determinação da DQO afluyente ($S_{0\text{ DQO}}$)**

A Demanda Química de Oxigênio (DQO), é um parâmetro que mede massa de matéria orgânica suscetível a sofrer oxidação por meios químicos, em mg/L. Assim, para um mesmo efluente, a relação DQO/DBO nos diz muito sobre o tipo de oxidação efetiva na degradação da carga orgânica do meio (JARDIM, 2004, p. 2).

A Figura 30 traz a trabalhabilidade de um efluente a partir dos valores de DQO e DBO observados.

Figura 30 – Trabalhabilidade do efluente a partir dos valores de DQO e DBO



Fonte: Jardim (2004, p. 3)

Assim, segundo Jardim (2004, p.3), se a relação $DQO/DBO < 2,5$ o efluente pode ser facilmente tratado (biodegradável). Caso a relação DQO/DBO esteja entre 2,5 e 5 o efluente irá exigir alguns cuidados na escolha do processo de remoção da matéria orgânica. Entretanto, se a relação $DQO/DBO > 5$ o processo de degradação é de difícil sucesso, sendo a oxidação química uma alternativa possível no tratamento do esgoto.

Considerando que a cidade de Romaria-MG possua um esgoto de fácil tratamento, devido à natureza do esgoto a ser tratado (grande maioria advinda de residências), calculou-se a DQO afluyente ($S_{0\text{ DQO}}$) conforme a Equação 74.

$$\frac{S_{0\text{ DQO}}}{S_{0\text{ DBO}}} = 2,5 \quad \rightarrow \quad S_{0\text{ DQO}} = 2,5 \times S_{0\text{ DBO}} \quad (74)$$

Na qual:

$S_{0\text{ DQO}}$ = DQO afluente, em mg/L

$S_{0\text{ DBO}}$ = DBO afluente ($S_{0\text{ DBO}} = 390$ mg/L).

Portanto, a DQO afluente será $S_{0\text{ DBO}} = 975$ mg/L, ou seja $0,975$ kg/m³.

3.5.5.2 Dimensionamento do RAFA

- **Cálculo da carga afluente média de DQO (L_0)**

Segundo Chernicharo (1997, p. 189), determina-se a carga afluente média de DQO conforme a Equação 75.

$$L_0 = S_{0\text{ DQO}} \times Q_{\text{méd}} \quad (75)$$

Na qual:

L_0 = carga afluente média de DQO, em kgDQO/d;

$S_{0\text{ DQO}}$ = DQO afluente ($S_{0\text{ DQO}} = 0,975$ kg/m³);

$Q_{\text{méd}}$ = vazão média afluente ($Q_{\text{méd}} = 949,8$ m³/d).

Logo, $L_0 = 926$ kgDQO/d.

- **Adoção do tempo de detenção hidráulica (TDH)**

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 16), o tempo de detenção hidráulica para a vazão média, considerando a temperatura média do mês mais frio do ano ($T_{\text{mín}} = 17,6$ °C) e o volume total do RAFA, deve ser igual ou superior a 8 horas para a temperatura do esgoto entre 18°C e 21°C, e maior ou igual a 10 horas para a temperatura do esgoto entre 15°C e 17°C.

Como a temperatura média mínima da cidade de Romaria se encontra abaixo do limite inferior do TDH = 8 h, porém acima do limite superior do TDH = 10, adotou-se o tempo de detenção hidráulica de 9 horas (TDH = 9 h).

- **Determinação do volume total do RAFA (V_{RAFA})**

Determinou-se o volume do reator de manta de lodo através da Equação 76.

$$V_{\text{RAFA}} = Q_{\text{méd}} \times \text{TDH} \quad (76)$$

Na qual:

V_{RAFA} = volume total do reator, m³;

$Q_{\text{méd}}$ = vazão média afluyente ($Q_{\text{méd}} = 39,6 \text{ m}^3/\text{h}$);

TDH = tempo de detenção hidráulica (TDH = 9 h).

Portanto, o volume total do reator será de 356 m³.

- **Adoção do número de módulos de reatores (N)**

De acordo com Chernicharo (1997, p. 189), embora não existam limitações quanto ao volume de um único reator, por facilidades construtivas e operacionais, no caso de pequenos sistemas, tem-se utilizado módulos com volumes não superiores a 400 – 500 m³.

Portanto, adotou-se um único módulo de volume total igual a 356 m³.

- **Adoção da altura do reator (H_{RAFA})**

Segundo a NBR (12209, p.17), deve-se adotar para profundidade útil total dos reatores do tipo RAFA valores que variem entre 4 a 6 m. Desta forma, adotou-se a altura do reator igual a 4 m.

- **Determinação da área do reator (A_{RAFA})**

Determinou-se a área de cada reator utilizando-se a Equação 77.

$$A_{\text{RAFA}} = \frac{V_{\text{RAFA}}}{H_{\text{RAFA}}} \quad (77)$$

Na qual:

A_{RAFA} = área do reator, em m²;

V_{RAFA} = volume total do reator ($V_{\text{RAFA}} = 356 \text{ m}^3$);

H_{RAFA} = altura total do reator ($H_{\text{RAFA}} = 4 \text{ m}$);

Logo, a área da seção transversal do reator será de 89 m². Assim, para um reator retangular de lados l_a e l_b , tem-se:

- $l_a = 8,65 \text{ m}$;

- $l_b = 10,30 \text{ m}$;

- **Verificação das cargas aplicadas**

Calculou-se a carga orgânica volumétrica (COV), que é definida como a quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator por unidade de volume do mesmo, conforme a Equação 78, segundo Chernicharo (1997, p. 160).

$$\text{COV} = \frac{Q_{\text{méd}} \times S_{0 \text{ DQO}}}{V_{\text{RAFA}}} \quad (78)$$

Na qual:

COV = carga orgânica volumétrica, em kgDQO/m³.d;

$Q_{\text{méd}}$ = vazão média afluyente ($Q_{\text{méd}} = 949,8 \text{ m}^3/\text{d}$);

$S_{0 \text{ DQO}}$ = DQO afluyente ($S_{0 \text{ DQO}} = 0,975 \text{ kgDQO/m}^3$);

V_{RAFA} = volume total do reator ($V_{\text{RAFA}} = 356 \text{ m}^3$).

Assim, verificou-se que a carga orgânica volumétrica será de 2,60 kgDQO/m³.d. De acordo com Chernicharo (1997, p. 160), a carga orgânica volumétrica deve ser inferiores a 15 kgDQO/m³.d. Portanto de acordo com este critério o RAFA está dimensionado.

Para a verificação da carga hidráulica volumétrica (CHV), que equivale ao inverso do tempo de detenção hidráulica, e pode ser entendida como a quantidade (volume) de esgotos aplicados diariamente ao reator por unidade de volume do mesmo, utilizou-se a Equação 79 (CHERNICHARO, 1997, p. 162).

$$CHV = \frac{Q_{méd}}{V_{RAFA}} \quad (79)$$

Na qual:

CHV = carga hidráulica volumétrica, em $m^3/m^3.d$;

$Q_{méd}$ = vazão média afluente ($Q_{méd} = 949,8 m^3/d$);

V_{RAFA} = volume total do reator ($V_{RAFA} = 356 m^3$).

Logo, verificou-se que a carga hidráulica volumétrica será de $2,67 m^3/m^3.d$. Experimentos indicaram que a carga hidráulica volumétrica não deve exceder o valor de $5 m^3/m^3.d$ (CHERNICHARO, 1997, p. 162). Portanto de acordo com este critério o RAFA está dimensionado.

- **Verificação das velocidades superficiais do fluxo**

Deve-se calcular a velocidade superficial do fluxo para a velocidade média e máxima, conforme a Equação 80 (CHERNICHARO, 1997, p. 164).

$$v = \frac{Q}{A_{RAFA}} \quad (80)$$

Na qual:

v = velocidade máxima ($v_{máx}$) ou média ($v_{méd}$), em m/h ;

Q = vazão máxima ($Q_{máx} = 55,1 m^3/h$) ou média ($Q_{méd} = 39,6 m^3/h$);

A_{RAFA} = área total do reator ($A_{RAFA} = 89 m^2$).

Portanto, as velocidades máxima e média serão, respectivamente, $v_{máx} = 0,62 m/h$ e $v_{méd} = 0,44 m/h$. Segundo a NBR 12206 (2011, p. 17), a velocidade ascensional para as

vazões máxima e média devem ser inferior a, respectivamente, $v_{\text{máx}} \leq 1,2 \text{ m/h}$ e $v_{\text{méd}} \leq 0,7 \text{ m/h}$. Portanto o RAFA atende a este critério.

- **Sistema de distribuição do esgoto afluyente**

De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 17), define-se que para o sistema de distribuição de esgoto nos reatores RAFA, deve-se atender os seguintes critérios:

- O diâmetro interno dos tubos de distribuição deve ser maior que 75 mm;
- Os pontos de descarga de esgoto no reator devem ter uma área de influência menor ou igual à de 3 m²;
- A entrada de esgoto no reator deve estar a uma altura de 0,10 a 0,20 m do fundo;
- O sistema de distribuição deve permitir a identificação de pontos de entupimentos;
- O sistema de distribuição deve impedir a entrada de ar no interior do reator.

Para atender ao critério de área de influência máxima de um distribuidor, determinou-se a quantidade de distribuidores necessários dentro do RAFA, conforme a Equação 81.

$$N_d = \frac{A_{\text{RAFA}}}{A_f} \quad (81)$$

Na qual:

N_d = número de alimentadores de esgoto;

A_{RAFA} = área total do RAFA ($A_{\text{RAFA}} = 89 \text{ m}^2$).

A_f = área de influência inicial adotada para o distribuidor ($A_d = 3 \text{ m}^2$).

Assim, verificou-se a necessidade de instalação de 29,68 distribuidores, ou seja, 30 distribuidores.

A distribuição dos pontos de alimentação de esgoto dentro dos reatores foi feita de forma arbitrária. Para tal, adotaram-se 5 pontos de distribuição ao longo do menor lado (com espaçamento $e_a = 8,65/5 \approx 1,73 \text{ m}$) e 6 pontos de distribuição ao longo do maior lado (com espaçamento $e_b = 10,30/6 \approx 1,73 \text{ m}$).

Em seguida, verificou-se a área de influência efetiva dos distribuidores através da Equação 82.

$$A_d = e_a \times e_b \quad (82)$$

Na qual:

A_d = área de influência efetiva do distribuidor, em m^2 ;

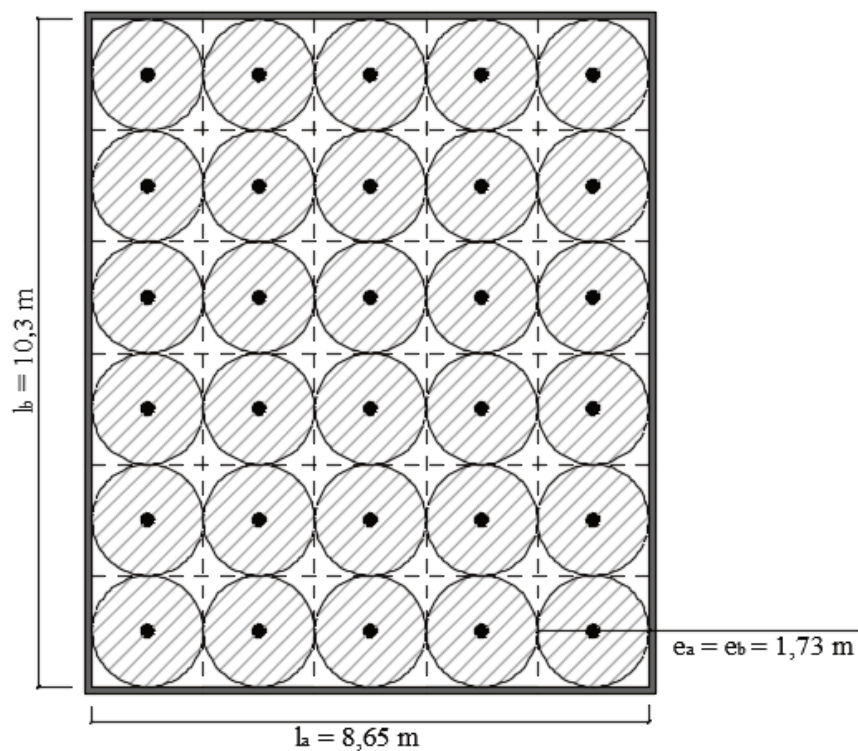
e_a = espaçamento entre os distribuidores no lado a ($e_a = 1,73$ m);

e_b = espaçamento entre os distribuidores no lado b ($e_b = 1,73$ m);

Desta forma, a área de influência real de cada distribuidor será de $2,99$ m^2 . Observa-se que este valor está abaixo do limite de 3 m^2 estipulados pela NBR 12209 (2011, p.17).

A Figura 31 mostra o posicionamento, e a área de influência, de cada distribuidor de esgoto dentro do RAFA.

Figura 31 – Distribuição dos alimentadores de efluente e suas respectivas áreas no RAFA



Fonte: Autor (2017)

- **Eficiência na remoção da DQO do sistema**

De acordo com Chernicharo (1997, p. 185), é possível determinar a eficiência do RAFA em termos de remoção de DQO através da Equação 83, formulada a partir de ensaios práticos com 5 reatores.

$$E_{DQO} = 100 \times (1 - 0,68 \times TDH^{-0,35}) \quad (83)$$

Na qual:

E_{DQO} = eficiência do RAFA em termos de remoção de DQO, em %;

TDH = tempo de detenção hidráulica (TDH = 9 h);

0,68 = constante empírica;

0,35 = constante empírica.

Assim, a eficiência na remoção de DQO será de 68,5%.

- **Eficiência na remoção da DBO do sistema**

Para estimar a eficiência da remoção de DBO utilizou-se a Equação 84, descrita por Chernicharo (1997, p. 185), através de experimentos.

$$E_{DBO} = 100 \times (1 - 0,70 \times TDH^{-0,50}) \quad (84)$$

Na qual:

E_{DBO} = eficiência do RAFA em termos de remoção de DBO, em %;

TDH = tempo de detenção hidráulica (TDH = 9 h);

0,70 = constante empírica;

0,50 = constante empírica.

Portanto, a eficiência na remoção de DQO será de 76,7%.

- **Estimativas das concentrações de DBO e DQO no efluente final**

Em seguida, determinaram-se as concentrações de DQO e DBO no efluente final, gerado pelo sistema de tratamento de esgoto por RAFA, através da Equação 85 (CHERNICHARO, 1997, p. 185).

$$S = S_0 - \frac{E \cdot S_0}{100} \quad (85)$$

Na qual:

S = concentração de DBO ou DQO efluente, em mg/L;

S_0 = concentração de DBO ou DQO afluente ($S_{0\text{ DQO}} = 975$ mg/L e $S_{0\text{ DBO}} = 390$ mg/L);

E = eficiência na remoção de DBO ou DQO ($E_{\text{DQO}} = 68,5\%$ e $E_{\text{DBO}} = 76,7\%$).

Portanto, as concentrações de DQO e DBO no efluente final serão de (S_{DQOF} e S_{DBOF}), respectivamente, 307,3 mg/L e 91,0 mg/L.

Observa-se que a concentração de DBO no efluente final encontra-se abaixo do permitido pelo CONAMA 430 (2011, p. 6).

- **Estimativa da produção de gás metano (CH_4)**

De acordo com Chernicharo (1997, p. 172), a conversão de DQO que entra em um reator anaeróbio resulta em quatro parcelas de matéria: formação de gás metano (DQO_{CH_4}), DQO utilizada no crescimento celular (DQO_{cel}), DQO que não é convertida e permanece retida no lodo (DQO_{ret}) e por último a parte de DQO não convertida que sai do sistema juntamente com o efluente (DQO_{efl}). Portanto, sabe-se que a parcela de DQO removida do sistema ($\text{DQO}_{\text{remov}}$) é constituída pelas três primeiras parcelas descritas, Equação 86.

$$\text{DQO}_{\text{remov}} = \text{DQO}_{\text{CH}_4} + \text{DQO}_{\text{cel}} + \text{DQO}_{\text{ret}} \quad (86)$$

Logo, determina-se a produção de metano no sistema, conforme a Equação 87.

$$DQO_{CH4} = DQO_{remov} - DQO_{cel} - DQO_{ret} \quad (87)$$

Onde DQO_{remov} é a carga de DQO removida no RAFA, resultado da Equação 88.

$$DQO_{remov} = Q_{méd} * (S_{0\ DQO} - S_{DQO}) \quad (88)$$

Na qual:

DQO_{remov} = DQO removida do sistema, em kgDQO/d;

$Q_{méd}$ = vazão média afluyente ($Q_{méd} = 949,8\ m^3/dia$);

$S_{0\ DQO}$ = concentração de DQO afluyente ($S_{0\ DQO} = 0,975\ kgDQO/m^3$);

S_{DQO} = concentração de DQO efluente ($S_{DQO} = 0,307\ kgDQO/m^3$).

Entretanto, segundo Chernicharo (1997, p. 172), sabe-se que a determinação das parcelas DQO_{cel} e DQO_{ret} são bastante complicadas. Definiu-se então que estas duas parcelas constituem a produção de sólidos no sistema (P_{lodo}), a qual depende de um coeficiente de produção de sólidos em termos de DQO (Y_{obs}) e da carga aplicada de DQO no sistema (DQO_{apl}). Assim, pode-se determinar a produção de sólidos através da Equação 89.

$$P_{lodo} = DQO_{cel} + DQO_{ret} = Y_{obs} \times DQO_{apl} \quad (89)$$

Na qual:

P_{lodo} = produção de sólidos no sistema, em kgDQO_{lodo}/d;

Y_{obs} = coeficiente de produção de sólidos no sistema ($Y_{obs} = 0,17\ kgDQO_{lodo}/kgDQO_{apl}$);

DQO_{apl} = carga de DQO aplicada ao sistema (kgDQO/dia).

Assim, a partir das Equações 87, 88 e 89, define-se que:

$$DQO_{CH4} = Q_{méd} \times [(S_{0\ DQO} - S_{DQO}) - (Y_{obs} \times S_{0\ DQO})] \quad (90)$$

Na qual:

DQO_{CH_4} = carga de DQO convertida em metano, em $kgDQO_{CH_4}/d$;

$Q_{méd}$ = vazão média afluyente ($Q_{méd} = 949,8 \text{ m}^3/\text{dia}$);

$S_{0\text{ DQO}}$ = concentração de DQO afluyente ($S_{0\text{ DQO}} = 0,975 \text{ kgDQO}/\text{m}^3$);

S_{DQO} = concentração de DQO efluente ($S_{\text{DQO}} = 0,307 \text{ kgDQO}/\text{m}^3$);

Y_{obs} = coeficiente de produção de sólidos no sistema ($Y_{obs} = 0,17 \text{ kgDQO}_{\text{lodo}}/\text{kgDQO}_{\text{apl}}$);

Portanto a carga de DQO convertida em metano será de $477 \text{ kgDQO}_{CH_4}/d$.

A partir desse valor, pode-se facilmente converter a produção em massa para produção volumétrica de metano a partir da Equação 91, utilizando o fator de correção para a temperatura operacional do reator $K(t)$:

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K(t)} \quad (91)$$

Na qual:

Q_{CH_4} = produção volumétrica de metano, em m^3/d ;

DQO_{CH_4} = carga de DQO convertida em metano ($DQO_{CH_4} = 477 \text{ kgDQO}_{CH_4}/d$);

$K(t)$ = fator de correção para a temperatura operacional do reator, que pode, segundo Chernicharo (1997, p. 174), ser determinada através da Equação 92.

$$K(t) = \frac{P \times K}{R \times (273 + T^{\circ}_{\text{mín}})} \quad (92)$$

Na qual:

$K(t)$ = fator de correção para a temperatura operacional do reator, em kgDQO/m^3 ;

P = pressão atmosférica ($P = 1 \text{ atm}$);

K = COD correspondente a um mol de CH_4 ($K = 64 \text{ gDQO}/\text{mol}$);

R = constante dos gases ($0,08206 \text{ atm.L}/\text{mol}^{\circ}\text{K}$);

$T^{\circ}_{\text{mín}}$ = temperatura média no mês mais frio do ano ($T^{\circ}_{\text{mín}} = 17,6^{\circ}\text{C}$).

Logo o fato de correção será $2,68 \text{ kgDQO}/\text{m}^3$.

Consequentemente, conforme a substituição do valor de $K(t)$ na Equação 91 tem-se que a produção volumétrica de metano será de 177,7 m³/d.

- **Avaliação da produção de biogás ($Q_{\text{biogás}}$)**

Para a produção de biogás, é necessário considerar a porcentagem de seus gases constituintes. De acordo com Oliveira (2009, p 27), o gás metano apresenta algo entre 40 a 80% do volume do biogás produzido durante o processo de digestão anaeróbia, com isso, assumindo um valor médio de 60%, tem-se que:

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{0,60} = \frac{177,7}{0,60} = 296,1 \text{ m}^3/\text{dia} = 12,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

- **Dimensionamento dos coletores de gás**

Foi adotado que o módulo do reator anaeróbio, possuirá 3 canaletas de distribuição do afluente e coleta de gás ($N_g = 3$ canaletas).

Admitindo-se que os coletores sejam instalados paralelamente ao menor lado do reator, cada coletor possuirá 8,65 metros de comprimento ($C_g = 8,65$ m), e consequentemente, terão o comprimento linear total (C_t) será de 25,95 m.

Assim, adotando a largura do coletor de gás (L_g) igual a 20 cm, verificou-se se a taxa liberação de biogás (v_g) está de acordo com os padrões determinados pela NBR 12209 (2011, p. 17), a qual determina que essa taxa de liberação deva ser de pelo menos 1 m³/m².h e no máximo de 3 a 5 m³/m².h.

A verificação da taxa de liberação de biogás foi feita segundo a Equação 93.

$$v_g = \frac{Q_{\text{biogas}}}{A_g} \quad (93)$$

Na qual:

v_g = taxa de liberação de biogás, em m³/m².h;

$Q_{\text{biogás}}$ = produção de biogás ($Q_{\text{biogás}} = 12,3$ m³/h);

A_g = área total de coletores de gases, em m^2 . Obtida através da multiplicação do comprimento linear total dos coletores ($C_g = 25,95$ m) e da largura do coletor de gás imposta ($L_g = 0,20$ m). Portanto, $A_g = 5,19$ m^2

Logo, reator possuirá uma taxa de liberação de biogás igual a $2,38$ $m^3/m^2.h$. Portanto, dentro dos padrões fixados pela norma.

- **Dimensionamento das aberturas (passagens) para o decantador**

Adotando-se 3 separadores trifásicos, um para cada coletor de gás adotado, tem-se:

- Número de aberturas simples (N_{as}): 2 aberturas;

- Número de aberturas duplas (N_{ad}): 2 aberturas;

- Número equivalente de aberturas simples (N_{aeqs}): $2 + (2 \times 2) = 6$ aberturas;

- Comprimento de cada abertura (C_a): assim como as canaletas coletoras de gás, as aberturas para o decantador serão instaladas paralelamente ao comprimento menor do reator, portanto, $C_a = 8,65$ m.

- Comprimento equivalente de aberturas simples (C_{ta}): este comprimento total foi obtido através da multiplicação do comprimento da abertura ($C_a = 8,65$ m) e do número equivalente de aberturas simples ($N_{aeqs} = 6$). Portanto, $C_{ta} = 51,90$ m.

- Largura de cada abertura (L_a): assim como no item anterior, a largura das aberturas foi adotada ($L_a = 0,40$ m);

- Área das aberturas (A_a): a área total das aberturas foi determinada pela multiplicação da largura adotada para cada abertura ($L_a = 0,40$ m) e do comprimento equivalente total ($C_{ta} = 51,90$ m). Assim, $A_a = 20,76$ m^2 .

Após a determinação das dimensões das aberturas para o decantador, fez-se necessário verificar se estas atendiam ao critério de velocidade na passagem para o decantador (CHERNICHARO, 1997, p. 176).

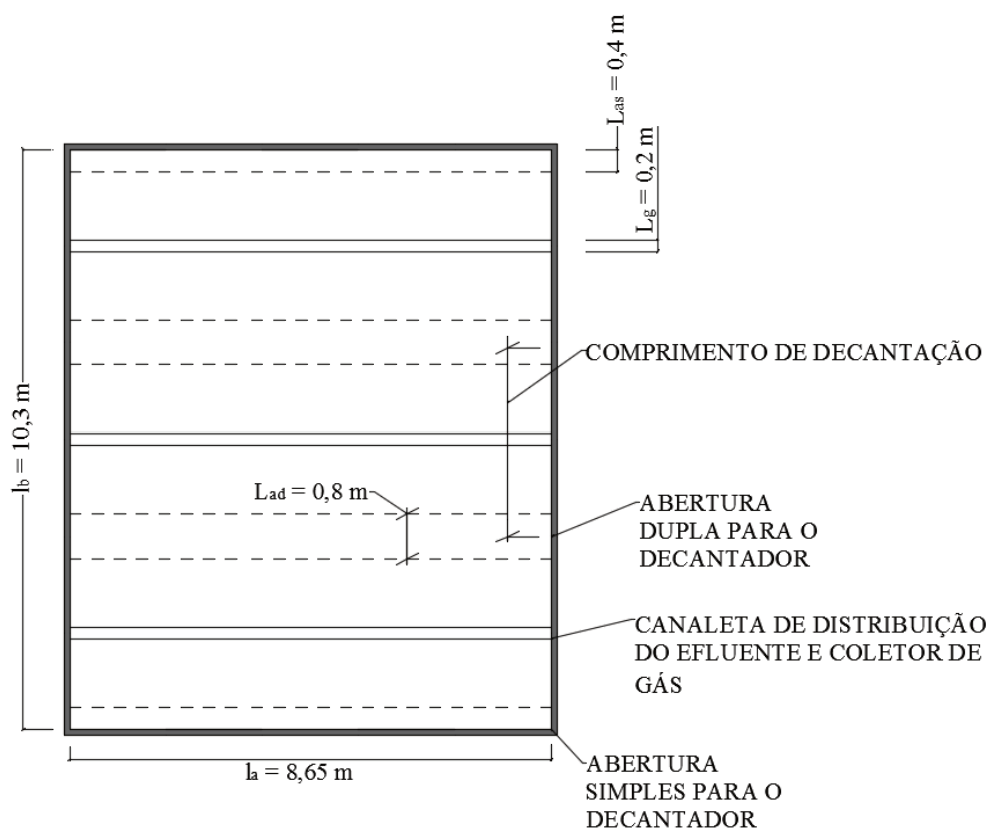
$$\text{- para } Q_{\text{méd}}: v_a = \frac{Q_{\text{méd}}}{A_a} = \frac{39,6 \text{ m}^3/\text{h}}{27,76 \text{ m}} = 1,91 \text{ m/h} < 2,3 \text{ m/h} \quad (\text{OK!})$$

$$\text{- para } Q_{\text{máx}}: v_a = \frac{Q_{\text{máx}}}{A_a} = \frac{55,1 \text{ m}^3/\text{h}}{27,76 \text{ m}} = 2,66 \text{ m/h} < 4,2 \text{ m/h} \quad (\text{OK!})$$

Portanto, as aberturas para o decantador do RAFA foram dimensionados e estão de acordo com as exigências normativas quanto a velocidade de passagem.

A Figura 32 apresenta as dimensões e a distribuição das aberturas para o decantador, bem como a distribuição e as medidas das canaletas de distribuição do efluente e coletores de gás, dimensionados no subitem anterior.

Figura 32 – Aberturas dos decantadores e coletores de gás em planta



- **Dimensionamento do compartimento de decantação**

- Número de compartimentos de decantação (N_{cd}): 3 compartimentos;

- Comprimento de cada decantador (C_d): 8,65 m;

- Comprimento total de decantadores (C_{td}): determinou-se o comprimento total linear dos decantadores através da multiplicação do número de compartimentos ($N_{cd} = 3$) e do comprimento de cada decantador ($C_d = 8,65$ m). Portanto $C_{td} = 25,95$ m.

- Largura real de cada coletor de gás (L_g): a largura total do coletor de gás foi obtida através da soma da largura da abertura do coletor mais 5 cm da espessura de parede. Portanto, $L_{Rg} = 0,20 + 0,05 = 0,25$ m.

- Largura de cada compartimento de decantação (L_d): determinou-se a largura de cada decantador da seguinte forma:

$$L_d = \left(\frac{l_b}{N_{cd}} \right) - L_{Rg} = \left(\frac{10,30}{3} \right) - 0,25 = 3,18 \text{ m}$$

- Área total de decantadores (A_d): a área total dos decantadores foi obtida através da multiplicação da largura do decantador ($L_d = 3,18$ m) e de seu comprimento total ($C_{td} = 25,95$ m). Assim, $A_d = 82,61 \text{ m}^2$.

Após a determinação das dimensões dos decantadores, necessitou-se verificar as taxas de aplicação superficiais nos decantadores (v_d):

$$\text{- para } Q_{\text{méd}}: v_d = \frac{Q_{\text{méd}}}{A_d} = \frac{39,6 \text{ m}^3/\text{h}}{82,61 \text{ m}^2} = 0,48 \text{ m/h} < 0,7 \text{ m/h} \quad (\text{OK!})$$

$$\text{- para } Q_{\text{máx}}: v_d = \frac{Q_{\text{máx}}}{A_a} = \frac{55,1 \text{ m}^3/\text{h}}{82,61 \text{ m}^2} = 0,67 \text{ m/h} < 1,2 \text{ m/h} \quad (\text{OK!})$$

Portanto, de acordo com a NBR 12209 (2011, p. 17), as taxas de aplicação superficiais nos decantadores são menores do que os limites fixados.

- **Avaliação da produção física e volumétrica de lodo**

É possível determinar a produção de lodo resultante no sistema de tratamento por reator anaeróbio utilizando a Equação 94 (CHERNICHARO, 1997, p. 181).

$$P_{\text{lodo}} = Y \times \text{DQO}_{\text{apl}} \quad (94)$$

Na qual:

P_{lodo} = produção de sólidos no sistema, em kgSST/d;

Y = coeficiente de sólidos no sistema ($Y = 0,15 \text{ kgSST/kgDQO}_{\text{apl}}$);

DQO_{apl} = carga de DQO aplicada ao sistema ($\text{DQO}_{\text{apl}} = L_0 = 926 \text{ kgDQO/d}$).

Portanto o RAFA produzirá 138,91 kgSST/d.

Para o cálculo da produção volumétrica, utilizou-se a Equação 95.

$$V_{\text{lodo}} = \frac{P_{\text{lodo}}}{\gamma \times C} \quad (95)$$

Na qual:

V_{lodo} = produção volumétrica de lodo, em m³/d;

P_{lodo} = produção de sólidos no sistema ($P_{\text{lodo}} = 138,91 \text{ kgSST/d}$);

γ = densidade do lodo ($\gamma = 1030 \text{ kg/m}^3$);

C = concentração do lodo ($C = 0,04$).

Portanto, serão produzidos 3,37 m³ de lodo por dia.

- **Cálculo das demais dimensões relevantes do RAFA**

Levando em consideração todos os limites de dimensões estabelecidos pela NBR 12209 (2011), foi possível determinar as demais dimensões que uteis para a construção do reator anaeróbio de manta de lodo.

De acordo com a NBR 12209 (2011, p. 17), a profundidade total útil dos reatores deve estar entre 4 e 6 metros (adotado $H_{RAFA} = 4\text{m}$), sendo que a profundidade mínima do compartimento de digestão (H_1) (do fundo do reator à entrada do compartimento de decantação) deve ser de 2,5 m. Portanto, adotou-se $H_1 = 2,5\text{ m}$.

É estabelecido também, que a profundidade útil mínima do compartimento de decantação deve ser de 1,5 m, sendo pelo menos 0,30 m com parede vertical (NBR 12209, 2011, p. 17), Assim:

- profundidade do compartimento de decantação (H_2) será: $H_2 = H_{RAFA} - H_1 = 4 - 2,5 = 1,5\text{ m}$ (igual à altura mínima exigida).

- a altura da parede vertical (H_3) será de 0,30 m.

Segundo a NBR 12209 (2011, p.17), o transpasse dos defletores (L_{def}) de gases deve exceder em pelo menos 15 cm a abertura de passagem do compartimento de digestão para o compartimento de decantação. Assim, tem-se que $L_{def} = 0,15 + 0,40 = 0,55\text{ m}$.

Por fim de acordo com a NBR 12209 (2011, p.17), a entrada de esgoto no reator deve se dar entre 0,10 e 0,20 metros do fundo. Adotou-se o valor máximo, portanto, $H_4 = 0,20\text{ m}$.

Segundo a NBR 12209 (2011, p.17), deve-se dispor de aberturas de acesso com dimensões mínimas de 0,80 m nas câmaras de digestão.

• Cálculo total da área utilizada

Adotou-se uma área em torno de 30% de área calculada para implantação do sistema. Portanto, a área total ($A_T = 89 \times 1,3 = 115,76\text{ m}^2$).

Todas as dimensões descritas na seção de dimensionamento do RAFA foram apresentadas no Apêndice G. Observa-se que, propositalmente, a escala entre o corte e os demais desenhos é de 2:1.

3.5.6 Tratamento secundário por lodo ativado

Segundo Von Sperling (2005, p. 301), os sistemas de lodos ativados e suas variantes são mundialmente utilizados devido a sua capacidade de elevar a qualidade do efluente com baixos requisitos de área. Entretanto, este sistema possui um gasto energético maior e certa complexidade operacional, devido à necessidade de monitoramentos físicos, químicos e bacteriológicos constantes.

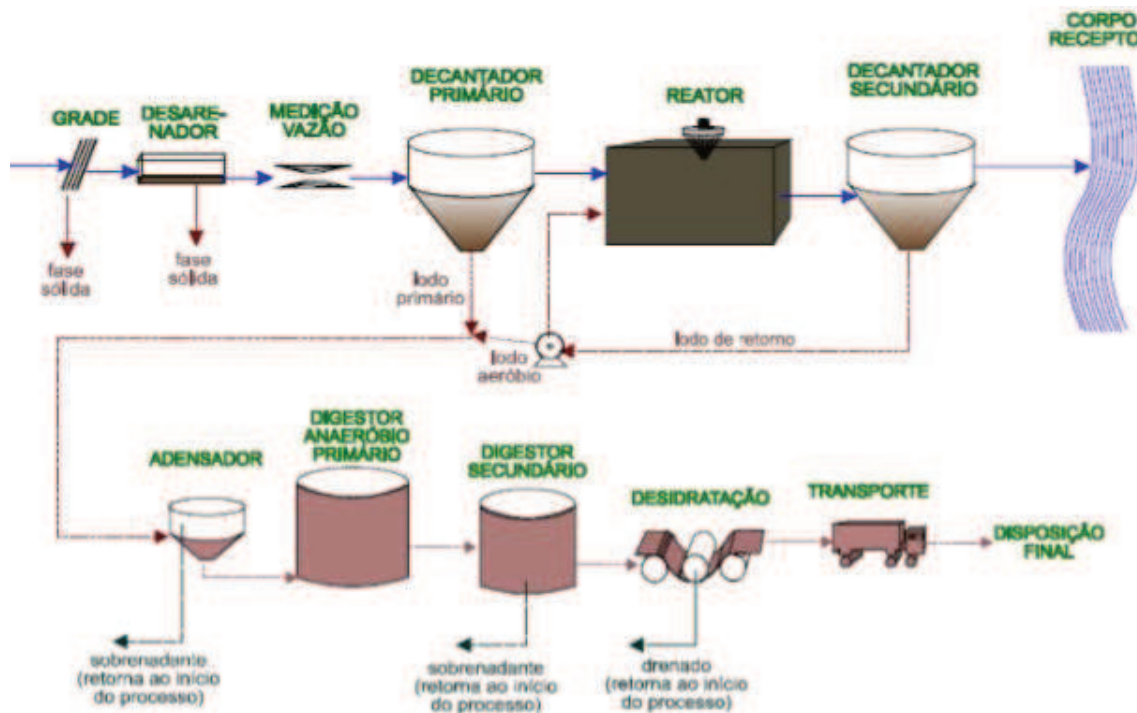
Há diversas variantes deste sistema, como por exemplo: lodos ativados convencional, com aeração prolongada, de fluxo intermitente (batelada) e lodos ativados como pós-tratamento de efluentes anaeróbios (VON SPERLING, 2005, p. 301).

Ao analisarmos os sistemas descritos anteriormente, torna-se evidente que a diminuição do volume do sistema é diretamente proporcional ao aumento da concentração da biomassa em suspensão no meio líquido, pois quanto maior for a quantidade de bactérias em suspensão, maior será o consumo de alimento, e conseqüentemente maior a degradação da matéria orgânica (VON SPERLING, 2005, p. 301).

Nota-se que os sistemas descritos anteriormente formam um “reservatório” de bactérias ainda ativas e ávidas na unidade de decantação. Desta forma, os sistemas de lodos ativados funcionam a partir da reintrodução destas bactérias, através do seu bombeamento, à unidade de aeração. Elevando assim a concentração de bactérias nesta unidade (VON SPERLING, 2005, p. 301).

A Figura 33 traz o fluxograma típico do sistema de lodos ativados convencional.

Figura 33 – Fluxograma típico do sistema de lodos ativados convencional



Fonte: adaptado Von Sperling (2005, p.303)

3.5.6.1 Dados iniciais

- População de projeto: $Pop_{2037} = 3889$ habitantes (calculada no item 3.2.1);
- Vazão média afluente: $Q_{méd} = 11,0 \text{ L/s} = 949,8 \text{ m}^3/\text{d} = 39,6 \text{ m}^3/\text{h}$ (calculada no item 3.2.2.4).
- Vazão máxima afluente: $Q_{máx} = 15,3 \text{ L/s}; 1323,2 \text{ m}^3/\text{d}; 55,1 \text{ m}^3/\text{h}$ (calculada no item 3.2.2.5).
- Temperatura: $T_{mín} = 17,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (estabelecida no item 3.2.3);

- DBO afluente ao decantador primário: $S_{0\text{ DEC}} = 390 \text{ mgDBO/L}$ (estabelecida no item 3.2.4);

- **Taxa de utilização máxima do substrato ($q_{\text{máx}}$)**

Segundo Metcalf & Eddy (1991 *apud* Von Sperling, 1997, p.35), pode-se determinar a taxa de utilização máxima do substrato conforme a Equação 96.

$$q_{\text{máx}} = \frac{\mu_{\text{máx}}}{Y} \quad (96)$$

Na qual:

$q_{\text{máx}}$ = taxa de utilização máxima, em d^{-1} ;

$\mu_{\text{máx}}$ = taxa de crescimento específico máximo. Por não existirem dados disponíveis específicos para a cidade de Romaria, adotou-se o valor médio entre os limites fixados por Von Sperling ($1,5 < \mu_{\text{máx}} < 5,0 \text{ d}^{-1}$). Logo, $\mu_{\text{máx}} = 3,25 \text{ d}^{-1}$.

Y = coeficiente de produção celular (massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de massa de DBO removida). Segundo Von Sperling (1997, p.34), pode-se adotar para este coeficiente valores entre 0,4 a 0,8 gSSV/gDBO_5 removida. Portanto, adotando-se o valor médio, $Y = 0,6 \text{ gSSV/gDBO}_5$.

Assim, o valor da taxa de utilização máxima do substrato será $q_{\text{máx}} = 5,42 \text{ d}^{-1}$.

- **Constante de saturação (K_S)**

A constante de saturação (K_S) representa o valor da concentração do substrato para o qual a taxa de crescimento dos microrganismos é igual a metade da taxa de crescimento máxima. Usualmente, adotam-se valores de K_S entre 25 a 100 mgDBO_5/L (Metcalf & Eddy, 1991 *apud* VON SPERLING, 1997, p.35). Assim, optou-se por adotar o valor médio entre os limites conhecidos. Logo, $K_S = 62,5 \text{ mgDBO}_5/\text{L}$

- **Coeficiente de respiração endógena (K_d)**

Segundo Von Sperling (1997, p.36, *apud* Metcalf & Eddy, 1991), a constante de respiração endógena varia entre 0,06 a 0,10 mgSSV/mgSSVd. Logo, foi adotado o valor médio entre os limites estipulados, portanto, $K_d = 0,08$ mgSSV/mgSSVd.

- **Concentração afluyente de DBO (S_0)**

A concentração de DBO afluyente no sistema de lodo ativado será a concentração inicial menos a parcela de DBO retirada na passagem do esgoto pelo decantador primário, assim, conforme a Equação 64, a concentração afluyente de DBO será $S_0 = 249,6$ mg/L.

- **Altitude média da cidade de Romaria-MG (H)**

Segundo o site de pesquisa Cidade-Brasil (2017), situa-se a uma altitude de, aproximadamente, 1000 m.

3.5.6.2 Dimensionamento do tanque de aeração (T.A.) ou reator

- **Tempo de detenção hidráulico (t)**

O tempo de detenção hidráulico no tanque de aeração pode ser determinado conforme a Equação 97.

$$t = \frac{(S_0 - S_e) \times (K_s + S_e)}{q_{\max} \times X_v \times S_e} \quad (97)$$

Na qual:

t = tempo de detenção hidráulica, em dias;

S_0 = concentração de DBO afluyente no sistema ($S_0 = 249,6$ mg/L);

S_e = taxa de lançamento de DBO_5 no corpo receptor. Como não foram encontrados dados a respeito da classe do Córrego Água Suja, maior receptor do efluente do município (PMSB, 2015, p.38), supõe-se que, devido a sua utilização, o rio é de classe 3 (rios de águas doce que podem ser destinados: ao abastecimento e consumo humano, após tratamento convencional, à irrigação, à pesca amadora, à

recreação etc) (CONAMA 357, 2005, p.4). Logo, o rio deve atender as seguintes características: DBO 5 dias a 20°C até 10 mg/L O₂, e oxigênio dissolvido (OD) em qualquer amostra não inferior a 4 mg/L O₂. Assim, adotou-se S_e = 7,0 mg/L (valor médio);

K_S = constante de saturação (K_S = 62,5 mgDBO₅/L);

q_{máx} = taxa de utilização máxima (q_{máx} = 5,42 d⁻¹);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis. Segundo a NBR 12209 (2011, p. 26), a concentração de sólidos em suspensão deve estar compreendida no intervalo de 1500 a 4500 mg/L. Portanto, foi adotado o valor médio de 3000 mgSSV/L.

Logo, o tempo de detenção (t) será 0,15 dias, ou seja, 3,56 horas.

- **Relação alimento/microrganismos (A/M)**

Segundo Von Sperling (1997, p.46), a relação alimento/microrganismos ou, como também é conhecida, carga de lodo, correlaciona a eficiência do sistema a partir da análise de alimentos disponíveis pela quantidade de microrganismos que habitam o sistema. De tal forma que quanto maior a relação A/M menor será a eficiência do sistema.

A relação A/M pode ser determinada conforme a Equação 98.

$$\frac{A}{M} = \frac{S_0}{t \times X_V} \quad (98)$$

Na qual:

A/M = carga de lodo fornecida por dia, em kgDBO₅/kgSSV.d;

S₀ = concentração de DBO afluente no sistema (S₀ = 249,6 mg/L);

t = tempo de detenção hidráulica (t = 0,15 h);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis (X_V = 3000 g/m³).

Portanto a relação A/M será 0,56 kgDBO₅/kgSSV.d.

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 26), a relação A/M para sistemas de taxa convencionais deve estar compreendida entre 0,2 a 0,7 kgDBO₅/kgSSV.d, validando assim os cálculos da carga de lodo.

- **Volume do tanque de aeração (V_{LA})**

O volume do tanque de aeração foi determinado segundo a Equação 99.

$$V_{LA} = Q_{\text{máx}} \times t \quad (99)$$

Na qual:

V_{LA} = volume do tanque de aeração, em m³;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluyente ($Q_{\text{máx}} = 1323,3 \text{ m}^3/\text{d}$);

t = tempo de detenção hidráulica ($t = 0,15 \text{ dias}$).

Logo, $V_{LA} = 196,1 \text{ m}^3$.

- **Profundidade (H_{LA}), comprimento (L_{LA}) e largura (B_{LA}) do reator**

Segundo Von Sperling (1997), deve-se adotar a profundidade do reator entre 3,5 e 4,5 m quando a aeração foi feita de forma mecanizada. Assim, adotando-se o valor médio para a profundidade ($H_{LA} = 4,0 \text{ m}$), tem-se que a área superficial (A_{LA}) do reator prismático retangular será de 49,0 m².

Desta forma, foi adotado um reator de comprimento (L_{LA}) e largura (B_{LA}) de 7 m cada.

- **Cálculo da taxa de utilização do substrato (q)**

Calculou-se a taxa de utilização do substrato em função da quantidade de novas células produzidas a partir de um substrato, através da Equação 100.

$$q = \frac{S_0 - S_e}{t \times X_V} \quad (100)$$

Na qual:

- q = taxa de utilização do substrato, em kgDBO₅/kgSSVTA.d;
- S₀ = concentração de DBO afluente no sistema (S₀ = 249,6 mg/L);
- S_e = taxa de lançamento de DBO₅ no corpo receptor (S_e = 7,0 mg/L);
- t = tempo de detenção hidráulica (t = 0,15 dias);
- X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis (X_V = 3000 mgSSV/L).

Logo, o taxa de utilização será de q = 0,546 kgDBO₅/kgSSVTA.d.

- **Idade do lodo ou tempo de detenção da biomassa**

Segundo Von Sperling (1997, p. 42), pode-se determinar o tempo de detenção da biomassa através da Equação 101.

$$\theta_c = \frac{1}{\mu - (K_d)} = \frac{1}{(q \times Y) - (K_d)} \quad (101)$$

Na qual:

- θ_c = idade do lodo ou tempo de detenção da biomassa, em dias;
- q = taxa de utilização do substrato (q = 0,546 kgDBO₅/kgSSVTA.d);
- Y = coeficiente de produção celular (Y = 0,6 gSSV/gDBO₅);
- K_d = taxa específica de redução de biomassa (K_d = 0,08 mgSSV/mgSSVd).

Assim, θ_c = 4,04 dias. Segundo a NBR 12209 (2011, p.25), para sistemas de taxa convencional o lodo deve ter a idade compreendida entre 4 a 15 dias. Portanto, o sistema dimensionado atende a este critério.

- **Cálculo da carga de DBO aplicada**

Segundo Von Sperling (1997) a carga de DBO aplicada ao sistema é dada pela razão entre a DBO afluente pelo tempo de retenção hidráulica dessa massa de DBO dentro do reator, e pode ser determinada conforme a Equação 102.

$$\text{Carga DBO} = \frac{S_0}{t} \quad (102)$$

Na qual:

Carga de DBO = carga de DBO5 aplicada por metro cúbico em um dia, em kgDBO₅/m³.d;

S_0 = concentração de DBO afluente no sistema ($S_0 = 249,6 \times 10^{-3}$ kg/m³);

t = tempo de detenção hidráulica ($t = 0,15$ dias);

Portanto, a carga DBO será de 1,68 kgDBO₅/m³.d. Segundo Von Sperling (1997), este valor deverá estar compreendido entre 0,8 a 2,0 kgDBO₅/m³.d.

- **Introdução de oxigênio requerida**

De acordo com VON SPERLING (1997, p. 67), nesse tipo de tratamento de efluentes, deve-se fornecer a quantidade suficiente de oxigênio para atender a demanda de nitrificação e também para a oxidação da matéria orgânica carbonácea, ou seja, garantir energia para síntese bacteriana assim como para a respiração endógena.

O consumo de oxigênio, segundo Von Sperling (1997, p.96) pode ser determinado conforme a Equação 103, cujo cálculo é baseado na demanda para a oxidação do substrato e para a respiração endógena.

$$RO = \left[a' \times \left(\frac{S_0 - S_e}{t} \right) \right] + (b' \times X_v) \quad (103)$$

Na qual:

$$a' = 1,46 - (1,42 \times Y) = 1,46 - (1,42 \times 0,6) = 0,61;$$

$$b' = 1,42 \times f_b \times K_d;$$

f_b = fração biodegradável dos SSV gerados no sistema submetidos a uma idade de lodo θ_c , calculada através da Equação 104.

$$fb = \frac{fb'}{1 + [(1 - fb') \times K_d \times \theta_c]} \quad (104)$$

Na qual:

fb' = fração biodegradável de sólidos solúveis imediatamente após a sua geração no sistema, ou seja, com $\theta_c = 0$. Tal valor é tipicamente igual a 0,8 (80%), segundo Von Sperling (1997).

θ_c = idade do lodo ou tempo de detenção da biomassa ($\theta_c = 4,04$ d);

K_d = taxa específica de redução de biomassa ($K_d = 0,08$ mgSSV/mgSSVd).

Portanto, $fb = 0,75$ e conseqüentemente, $b' = 0,085$.

Assim, substituindo os valores anteriormente encontrados na Equação 103, tem-se:

$$RO = \left[0,61 \times \left(\frac{0,2496 - 0,007}{0,15} \right) \right] + (0,085 \times 3000 \times 10^{-3}) = 1,25 \text{ kgO}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Entretanto, por questões de segurança do processo de tratamento, adota-se um valor de requisito de oxigênio 50% maior que o calculado. Portanto, tem-se:

$$RO = 1,5 \times 1,25 = 1,88 \text{ kgO}_2/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Segundo a NBR 12209 (2011, p. 27), deve-se garantir a concentração mínima de 1,5 mgO₂/L.d, ou seja 1,5 kgO₂/m³.d.

- **Estimativa da produção de lodo (ΔX)**

A produção líquida de sólidos, ou seja, de lodo, pode ser estimada segundo a Equação 105.

$$\Delta X = [Y \times Q_{\text{máx}} \times (S_0 - S_e)] - (K_d \times X_V \times V_{LA}) \quad (105)$$

Na qual:

ΔX = produção de lodo estimada, em kgSSV/d;

$Q_{\text{máx}}$ = vazão máxima afluyente ($Q_{\text{máx}} = 1323,3$ m³/d);

Y = coeficiente de produção celular ($Y = 0,6 \text{ gSSV/gDBO}_5$);

S_0 = concentração de DBO afluente no sistema ($S_0 = 249,6 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$);

S_e = taxa de lançamento de DBO₅ no corpo receptor ($S_e = 7,0 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$);

K_d = taxa específica de redução de biomassa ($K_d = 0,08 \text{ mgSSV/mgSSVd}$);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis ($X_V = 3 \text{ kg/m}^3$);

V_{LA} = volume do tanque de aeração ($V_{LA} = 196,1 \text{ m}^3$).

Portanto, serão produzidos 145,5 kgSSV/d.

• Relação de recirculação (R)

A relação de recirculação (R) pode ser calculada segundo a Equação 106.

$$R = \frac{Q_R}{Q} = \frac{X_V}{X_U - X_V} \quad (106)$$

Na qual:

R = razão de recirculação, adimensional;

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis. Para esgotos majoritariamente domésticos, no cálculo da relação recirculação, deve-se utilizar um valor de X_V 25% maior, assim $X_V = 3750 \text{ mg/SSVTA/L}$ (SALLA, 2017e, p.3);.

X_U = concentração de biomassa na linha de recirculação. Segundo Salla (2017e, p. 11), deve-se adotar valores entre 10000 a 15000 mg/SSVTA/L. Assim, $X_U = 10000 \text{ mg/SSVTA/L}$

Portanto a relação de recirculação será aproximadamente igual a 0,6. Nota-se que segundo a NBR 12209 (2011) este valor deve estar acima de 0,5.

• Descarte de lodo (Q_w)

Admitindo-se desprezível a concentração de SSV no efluente ($X_e \approx 0$), determinou-se o descarte de lodo através da Equação 107.

$$Q_w = \frac{V_{LA} \times X_V}{\theta_c \times X_U} \quad (107)$$

Na qual:

Q_w = volume de solo a ser descartado diariamente, m^3/d ;

V_{LA} = volume do tanque de aeração ($V_{LA} = 196,1 m^3$);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis ($X_V = 3000 mg/SSVTA/L$);

θ_c = idade do lodo ou tempo de retenção da biomassa ($\theta_c = 4,04 d$);

X_U = concentração de biomassa na linha de recirculação ($X_U = 10000 mg/SSVTA/L$).

Portanto, serão descartados $14,6 m^3/d$ de lodo, na linha de recirculação.

- **Eficiência efetiva de transferência de oxigênio (C_e)**

A eficiência da transferência de oxigênio dos aeradores para o tanque de aeração, visando uma melhor digestão da biomassa pode ser calculada a partir da potência utilizada pelos aeradores. Entretanto, a eficiência de transferência irá depender do clima e das temperaturas de processamento para esse sistema de tratamento de efluentes (VON SPERLING, 1997).

Segundo Von Sperling (1997, p.137), a altitude do lugar onde a estação de tratamento está instalada influencia diretamente no cálculo da eficiência, já que quanto maior a altitude, menor a pressão atmosférica, conseqüentemente menor será a pressão para que o gás consiga se dissolver em água.

De acordo com Von Sterling (1997, p.137), o fator de correção da concentração de saturação de oxigênio dissolvido pode ser determinado segundo a Equação 108.

$$f_H = 1 - \frac{H}{9450} \quad (108)$$

Na qual:

f_H = fator de correção da concentração de saturação de OD pela altitude, adimensional;

H = é a altitude do local ($H = 1000 m$).

Portanto, o coeficiente f_H será igual a 0,89.

Além disso, também segundo Von Sperling (1997, p. 138), a concentração de oxigênio dissolvido (OD) mantida no líquido no reator situa-se usualmente entre 1 e 2 mg/L. Adotou-se para fins de cálculo, $C_L = 2$ mg/L.

Por fim, pode-se determinar a eficiência efetiva do sistema através da Equação 109.

$$C_e = C_n \times \alpha \times \frac{(C_{sw} - C_L)}{9,17} \times 1,02^{(T-20)} \quad (109)$$

Na qual:

C_e = eficiência efetiva, em kgO₂/kWh;

C_n = taxa de aeração média. Segundo o catálogo do fabricante Sigma ® (2017), a taxa de aeração média do aerador modelo ARFA selecionado para este trabalho é de 1,75 kgO₂/kWh;

α = coeficiente de transferência de oxigênio. Segundo Von Sperling (1997, p.139), este coeficiente é influenciado pelas características do esgoto, bem como pela geometria do reator e grau de mistura. Para o sistema de aeração mecânica, adotam-se valores entre 0,6 a 1,2. Assim foi adotado a média entre os limites recomendados ($\alpha = 0,9$);

C_{sw} = concentração de saturação de oxigênio no líquido do reator, em mg/L. Calcula-se esta concentração através da Equação 110;

$$C_{sw} = \beta \times C_s \times f_H \quad (110)$$

Na qual:

β = fator de correção para C_{sw} quando na presença de sais, matérias particuladas e agentes tensoativos. Segundo Von Sperling (1997, p. 139), esse coeficiente varia entre 0,70 e 0,98, sendo o valor 0,95 mais adotado, de acordo com Metcalf & Eddy (1991, *apud* Von Sperling, 1997); C_s = concentração de saturação de OD na água limpa. Segundo Von Sperling (1997, p. 138), a concentração de saturação de OD pode ser determinada com o auxílio da Tabela 10.

Tabela 10 – Concentração de saturação de oxigênio, em mg/L

Temperatura (°C)	Altitude (m)			
	0	500	1000	1500
10	11,3	10,7	10,1	9,5
11	11,1	10,5	9,9	9,3
12	10,8	10,2	9,7	9,1
13	10,6	10,0	9,5	8,9
14	10,4	9,8	9,3	8,7
15	10,2	9,7	9,1	8,6
16	10,0	9,5	8,9	8,4
17	9,7	9,2	8,7	8,2
18	9,5	9,0	8,5	8,0
19	9,4	8,9	8,4	7,9
20	9,2	8,7	8,2	7,7
21	9,0	8,5	8,0	7,6
22	8,8	8,3	7,9	7,4
23	8,7	8,2	7,8	7,3
24	8,5	8,1	7,6	7,2
25	8,4	8,0	7,5	7,1
26	8,2	7,8	7,3	6,9
27	8,1	7,7	7,2	6,8
28	7,9	7,5	7,1	6,6
29	7,8	7,4	7,0	6,6
30	7,6	7,2	6,8	6,4

Fonte: adaptado de Von Sperling (1997, p. 138)

f_H = fator de correção pela altitude ($f_H = 0,89$);

C_L = concentração de OD mantida no líquido no reator ($C_L = 2$ mg/L).

Assim, comparando-se o mês mais quente (Janeiro, com $T^{\circ}_{\text{máx}} = 22,5$ °C) com o mais frio (Junho, com $T^{\circ}_{\text{mín}} = 17,9$ °C), tem-se:

→ Eficiência durante o verão, $T^{\circ}_{\text{máx}} = 22,5^{\circ}\text{C}$ ($C_S = 7,85$):

$$C_{sw} = 0,95 \times 7,85 \times 0,89$$

$$C_{sw} = 6,67 \text{ mgO}_2/\text{L}$$

Assim, da Equação 109:

$$C_e = 2 \times 0,9 \times \frac{(6,67-1,75)}{9,17} \times 1,02^{(22,5-20)}$$

$$C_e = 1,014 \text{ kgO}_2/\text{kWh}$$

→ Eficiência durante o inverno, $T^\circ_{\text{máx}} = 17,6^\circ\text{C}$ ($C_S = 8,62$):

$$C_{sw} = 0,95 \times 8,62 \times 0,89$$

$$C_{sw} = 7,32 \text{ mgO}_2/\text{L}$$

Assim, da Equação 109:

$$C_e = 2 \times 0,9 \times \frac{(7,32-1,75)}{9,17} \times 1,02^{(17,6-20)}$$

$$C_e = 1,043 \text{ kgO}_2/\text{kWh}$$

Segundo Salla (2017e, p.4) deve-se adotar o menor valor de C_e . Portanto, a eficiência efetiva será de $1,014 \text{ kgO}_2/\text{kWh}$.

- **Potência dos aeradores (P)**

Para determinar a potência necessária para a introdução de oxigênio na biomassa (P), utilizou-se a Equação 111.

$$P = \frac{RO \times V_{LA}}{24 \times C_e} \quad (111)$$

Na qual:

RO = requisito de oxigênio ($RO = 1,88 \text{ kgO}_2/\text{m}^3.\text{d}$);

V_{LA} = é o volume do tanque de aeração ($V_{LA} = 196,1 \text{ m}^3$);

C_e = eficiência efetiva na transferência de O_2 ($C_e = 1,014 \text{ kgO}_2/\text{kWh}$).

Portanto,

$$P = \frac{1,88 \times 196,1}{24 \times 1,014} = 15 \text{ kW} \approx 20 \text{ CV}$$

Segundo a NBR 12209 (2011, p.27), deve-se aplicar uma densidade de potência no tanque de aeração, dotado de equipamento mecanizado de aeração superficial, igual ou superior a 10 W/m^3 , ou seja, 4,6 kW.

Portanto, adotou-se a maior potência entre a calculada e a recomendada. Logo, $P = 20 \text{ CV}$.

- **Seleção do tipo de aerador e da quantidade de aeradores**

O aerador utilizado foi o mesmo adotado no dimensionamento da lagoa aerada. Portanto adotou-se o aerador rápido flutuante de fluxo ascendente – modelo ARFA da marca Sigma®.

Para atender a potência necessária para a aeração do sistema ($P = 20\text{CV}$), foram adotados 4 aeradores de 5,0 CV, espaçados 2,3 m um do outro.

- **Cálculo da eficiência total na remoção de DBO**

Determinou-se a eficiência deste sistema conforme a Equação 112.

$$E = 100 \times \left(\frac{S_0 - S_e}{S_0} \right) = 100 \times \left(\frac{249,6 - 7}{249,6} \right) = 97,2\% \quad (112)$$

- **Cálculo da área para o reator de lodo ativado**

Para a implantação definitiva deste sistema, adotou-se uma área em torno de 30% a mais de área para a implantação deste sistema. Portanto, a área total será $A_T = 49,0 \times 1,3 = 64,7 \text{ m}^2$.

O esquema do tanque de aeração utilizado para o sistema de lodo ativado dimensionado neste subitem está representado no Apêndice H. Nele constam as dimensões da lagoa e dos equipamentos a serem utilizados no tratamento de efluente por este sistema.

3.5.6.3 Dimensionamento do decantador secundário

Segundo Von Sperling (1997, p.193), pode-se dimensionar o decantador secundário, precedido de uma estação de lodos ativados convencional da seguinte forma.

- **Determinação da vazão de recirculação (Q_R)**

Determina-se a vazão de recirculação conforme a Equação 106.

Portanto a vazão de recirculação (Q_R) será de 793,9 m³/d, ou seja 33,1 m³/h.

- **Cálculo da área superficial (A_{DS})**

Para calcular a área superficial do decantador secundário, fez-se 2 análises, para as vazões média e máxima e. São elas:

- Cálculo da área superficial com base na taxa de aplicação hidráulica (T_{AH});
- Cálculo da área superficial com base na taxa de aplicação de sólidos (T_{AS}).

--- Com base na T_{AH} :

Segundo Von Sperling (1997, p. 192), são valores típicos da taxa de aplicação hidráulica para decantadores secundários, com vazões média e máxima, respectivamente, 0,8 e 1,8 m³/m².h.

Assim, determinou-se a área com base na taxa de aplicação hidráulica conforme a Equação 113.

$$A_{DS} = \frac{Q}{T_{AH}} \quad (113)$$

Na qual:

A_{DS} = área do decantador secundário, em m²;

Q = vazões máxima e média ($Q_{máx} = 55,1$ m³/h e $Q_{méd} = 39,6$ m³/h);

T_{AH} = taxas de aplicação hidráulica para as vazões máxima e média ($T_{AH \text{ máx}} = 1,8 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ e $T_{AH \text{ méd}} = 0,8 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$).

Portanto, as áreas requeridas pela análise da taxa de aplicação hidráulica, para as vazões máxima e média, foram respectivamente, 49,5 e 30,6 m².

--- Com base na T_{AS} :

Segundo Von Sperling (1997, p. 192), pode-se adotar para a taxa de aplicação de sólidos, para as vazões média e máxima os seguintes valores, 5 e 10 kgSS/m².h.

Desta forma, determinou-se a área com base na taxa de aplicação de sólidos através da Equação 114.

$$A_{DS} = \frac{(Q+Q_R) \times X_V}{T_{AS}} \quad (114)$$

Na qual:

A_{DS} = área do decantador secundário, em m²;

Q = vazões máxima e média ($Q_{\text{máx}} = 55,1 \text{ m}^3/\text{h}$ e $Q_{\text{méd}} = 39,6 \text{ m}^3/\text{h}$);

Q_R = vazão de recirculação ($Q_R = 33,1 \text{ m}^3/\text{h}$);

T_{AS} = taxas de aplicação de sólidos para as vazões máxima e média ($T_{AS \text{ máx}} = 10,0 \text{ kgSS}/\text{m}^2.\text{h}$ e $T_{AS \text{ méd}} = 5,0 \text{ kgSS}/\text{m}^2.\text{h}$);

X_V = concentração de sólidos em suspensão voláteis ($X_V = 3 \text{ kg}/\text{m}^3$).

Portanto, as áreas requeridas pela análise da taxa de aplicação de sólidos, para as vazões máxima e média, foram respectivamente, 43,6 e 26,5 m².

A área superficial adotada para o decantador secundário foi a maior área dentre os quatro valores obtidos. Portanto a área do decantador secundário será $A_{DS} = 49,5 \text{ m}^2$

Para tal, adotou-se um decantador secundário circular de raio (R_{DS}) igual a 4 metros, cuja remoção de lodo será feita por raspagem radial mecanizada.

- **Determinação da altura (H_{DS})**

Segundo Von Sperling (1997, p.213), recomenda-se a profundidade mínima de 3 metros da parede lateral do decantador secundário. Portanto, adotou-se $H_{DS} = 3$ m.

Assim, o volume total do decantador (V_{DS}) será de 148,4 m³.

- **Diâmetro da tubulação de entrada (D_{te})**

O Diâmetro da tubulação de entrada foi determinado segundo a equação da continuidade para uma velocidade máxima de 0,5 m/s.

$$D_{te} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{méd}}{v_{máx} \times \pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,011}{0,5 \times \pi}} = 0,167 \text{ m} = 167 \text{ mm}$$

Assim, o diâmetro comercial adotado será DN 200 ($D_{te} = 204,2$ mm).

- **Inclinação do fundo do decantador secundário (i)**

Foi adotada a inclinação de 1% para o fundo do decantador secundário.

- **Verificação do tempo de detenção hidráulica (t)**

Para verificar-se o tempo de detenção hidráulica, utilizou-se a Equação 115.

$$t = \frac{V_{DS}}{Q_{méd}} \quad (115)$$

Na qual:

t = tempo de detenção hidráulica, em h;

V_{DS} = volume útil do decantador secundário ($V_{DS} = 148,4$ m³);

$Q_{méd}$ = vazão média ($Q_{méd} = 39,6$ m³/h);

Portanto, $t = 3,75$ horas.

Segundo a NBR 12209 (2011, p.29), o tempo de detenção hidráulica no decantador secundário deve ser igual ou superior a 1,5 h. Assim, para este critério, o decantador está dimensionado.

Assim como na estação de lodos ativados, todas as dimensões e equipamentos a serem utilizados pelo decantador secundário são apresentados no Apêndice H.

- **Cálculo da área total utilizada pelo decantador secundário**

Adotou-se como área final 30% a mais de área para a implantação deste sistema. Portanto, a área total será $A_T = 49,5 \times 1,3 = 64,3 \text{ m}^2$.

3.6 Análise dos resultados: comparação entre a eficiência e a área total

Após a realização de todos os cálculos para os sistemas de tratamento de efluentes propostos, analisaram-se dois parâmetros: a área total gasta para a implantação de todo o sistema e a sua eficiência na remoção de DBO.

Os resultados encontrados foram mostrados na Tabela 11.

Tabela 11 – Área total e eficiência de todos os sistemas dimensionados

Método	Área total para a implantação do sistema (m²)	Eficiência na remoção de DBO (%)
Trat. Preliminar + Lagoa facultativa	31780	84,3
Trat. Preliminar + Lagoa anaeróbia seguida de facultativa	14902	83,7
Trat. Preliminar + Lagoa aerada facultativa	3447	74,7
Trat. Preliminar + Decan. Primário + Filtro biológico de um único estágio	243	79,5
Trat. Preliminar + RAFA	123	76,7
Trat. Preliminar + Decan. Primário + Lodo ativado + Decan. Secundário	135	97,2

Fonte: Autor (2017)

É importante ressaltar que a área medida refere-se a instalação de todo o sistema, desde o tratamento preliminar até o processo de tratamento secundário. Embora estas medidas

ofereçam um ótimo parâmetro para comparação, se implantadas, ainda podem ser alteradas.

Um dos principais critérios de avaliação de um sistema de tratamento de esgoto é a sua eficiência na remoção da DBO, ou seja, sua eficiência em retirar os poluentes que poderiam prejudicar a qualidade do rio.

Segundo a resolução do CONAMA 430 (2011, p. 5), todos os sistemas de tratamento de esgoto devem possuir uma eficiência na remoção de DBO mínima de 60%, salvo em casos em que haja estudos de autodepuração do corpo hídrico comprovando o atendimento às metas do enquadramento do corpo receptor. Portanto, todos os sistemas aqui descritos atendem a este critério.

Segundo a análise realizada a menor requisito de área encontrado foi para o RAFA, entretanto, sua eficiência, se comparado com a dos outros sistemas não foi tão alta.

Apesar de terem apresentado uma porcentagem na remoção de DBO, acima da estabelecida por norma, o sistema de tratamento por meio de lagoas (facultativa, sistema australiano e lagoa aerada), demandam muita área superficial para sua implantação.

Por fim, tem-se o sistema de lodos ativado, que segundo os cálculos realizados, apesar de não apresentar a menor área de implantação encontrada, este sistema proporciona uma maior eficiência (97,2 %). Além disso, sua implantação requer apenas 10% de área a ser utilizada no menor sistema proposto. Entretanto, segundo Von Sperling (2005, p. 301), sua complexidade operacional, o nível de mecanização e o consumo energético são mais elevados, portanto devem ser levados em conta.

4 Conclusão

Existem inúmeros processos de tratamento de efluentes sanitários e para a escolha do processo ideal deve-se olhar, além da eficiência na remoção da DBO, a área disponível para sua implantação, seu custo e complexidade de implantação e operação, nas normas ambientais vigentes relativas à localização da ETE, na produção de lodos e na dependência de insumos para a manutenção do sistema.

Considerando-se apenas os requisitos de área para implantação e a eficiência na remoção da DBO, o processo de tratamento mais indicado, segundo a análise realizada, é o processo com lodos ativados. Entretanto, como a sua eficiência supera em 37,2 % ao estabelecido pela Resolução 430 (2011, p. 5), talvez seja desnecessário uma remoção tão grande frente aos gastos com a sua implantação, operação, e o consumo energético são mais elevados, por isso devem ser levados em conta.

Outra solução possível seria a adoção do sistema de tratamento por reator anaeróbico de fluxo ascendente e manta de lodo (RAFA), que além de consumir a menor área, dentre os outros sistemas analisados, atende as exigências ambientais quanto à remoção da DBO e possui custos operacionais e de implantação menor que o de lodo ativado.

Para a seleção definitiva do sistema ideal a ser adotado, são necessários outros estudos futuros, como por exemplo, estudos relacionados aos custos gerais (de construção e operação), a geração de resíduos sólidos, a autodepuração do corpo receptor, ao biogás gerado e ao impacto ambiental gerado por cada alternativa mencionada. Garantindo assim que a escolha seja melhor embasada.

Referências Bibliográficas

ABES. **Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental**. Site Corporativo. Disponível em <<http://www.abes-pr.org.br>>. Acesso em 24 Abr. 2017.

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

_____. NBR NB 570. **Projeto de estações elevatórias de esgoto sanitário**. Rio de Janeiro, 1990.

_____. NBR 9649. **Projeto de redes coletoras de esgoto sanitário**. Rio de Janeiro, 1986.

_____. NBR 12208. **Projeto de estações elevatórias de esgoto sanitário**. Rio de Janeiro, 1992.

_____. NBR 12209. **Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários**. Rio de Janeiro, 2011.

CHERNICHARO, C.A.L. ET AL. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Carlos Augusto de Lemos Chernicharo. Projeto PROSAB. 1ª edição, Belo Horizonte, 2001.

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores anaeróbios**. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. 1. ed. v. 5. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA; Universidade Federal de Minas Gerais, 1997, 245 p.

CIDADE-BRASIL. **Informações das cidades brasileiras**. Disponível em: <<https://goo.gl/QpxpZP>>. Acesso em: 03 Dez. 2017.

CLIMA-DATA. **Clima oficial da cidade de Romaria-MG**. Disponível em: <<https://goo.gl/8djRkr>>. Acesso em: 12 nov. 2017.

CONAMA 430. **Resolução Nº 357/2005 – Classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento**. Alterada pela Resolução 410/2009 e pela 430/2011. Ministério do Meio Ambiente – Conselho Nacional do Meio Ambiente. Distrito Federal, Brasília, 17 de Março de 2005, 27 p.

CONAMA 430. **Resolução Nº 430/2011 – Padrões de lançamento de efluentes**. Complementa e altera a Resolução Nº 357/2005. Ministério do Meio Ambiente – Conselho Nacional do Meio Ambiente. Distrito Federal, Brasília, 13 de Maio de 2011, 9 p.

EMBRAPA. **Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária – Mapa brasileiro de solos**. Disponível em: <<https://goo.gl/X5FJo5>>. Acesso em: 20 nov. 2017.

EPA. *Design Manual. Municipal wastewater stabilization ponds*. United States Environmental Protection Agency: 1983, 327 p.

IBGE. **Dados do município de Romaria**. Disponível em: <<https://goo.gl/yJ1TNg>>. Acesso em: 10 jun. 2017.

JARDIM, W.F.; CANELA, M.C. **Fundamentos da oxidação química no tratamento de efluentes e remediação de solos**. São Paulo, Campinas. Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Instituto de Química, Laboratório Ambiental. 2004, 10 p. Disponível em: <<https://goo.gl/3a61e8>>. Acesso em: 30 de Nov. 2017.

JORDÃO, E.P.; PESSOA, C.A. **Tratamento de esgotos domésticos**. ABES, 3ª ed, 1995, 683 p.

JORDÃO, E.P.; VOLCHAN JR., I. **Tratamento de Esgotos Sanitários em Empreendimentos Habitacionais**. 1. Ed. Brasília: CAIXA, 2009, 132p.

KAWANO, M. **Filtros Biológicos e Biodiscos. VI Semana de Estudos da Engenharia Ambiental**. 22 p. Unicentro, Irati/PR, 2008.

LEI Nº 11.445. **Lei Nº 11.445, de 5 de janeiro de 2007**. Estabelece diretrizes nacionais para o saneamento básico; altera as Leis nos 6.766, de 19 de dezembro de 1979, 8.036, de 11 de maio de 1990, 8.666, de 21 de junho de 1993, 8.987, de 13 de fevereiro de 1995; revoga a Lei no 6.528, de 11 de maio de 1978; e dá outras providências. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Brasília, DF, 05 jan. 2007. Disponível em: <<https://goo.gl/68RqMS>>. Acesso em: 14 out. 2017.

MARA, D.D. *Design manual for waste stabilisation ponds in India*. Lagoon Technology International Ltd. Leeds: 1997.

MARA, D.D.; ALABASTER, G.P.; PEARSON, H.W.; MILLS, S.W. *Waste stabilisation ponds. A design manual for Eastern Africa*. Lagoon Technology International. Leeds. 1992, 121 p.

OLIVEIRA, R.D. **Geração de energia elétrica a partir do biogás produzido pela fermentação anaeróbia de dejetos em abatedouro e as possibilidades no mercado de carbono**. Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2009.

PMSB. **Plano municipal de saneamento básico.** Prefeitura Municipal de Romaria. Minas Gerais, Romaria, 2015, 96 p.

PORTAL RESÍDUOS SÓLIDOS. **Processos de tratamento de esgoto sanitário.** Disponível em: <<https://goo.gl/xe37U>>. Acesso em: 15 out. 2017.

SABESP. **Tratamento de esgotos.** Disponível em: <<https://goo.gl/d1EMkR>>. Acesso em: 15 out. 2017.

SALLA, M.R. **Tratamento preliminar – Dimensionamento da caixa de areia e grade** – Aula 03 da disciplina GCI073 (Tratamento de águas residuárias). 2017a.

SALLA, M.R. **Tratamento primário – Decantadores** – Aula 4 da disciplina GCI073 (Tratamento de águas residuárias). 2017b.

SALLA, M.R. **Tratamento secundário – Filtros biológicos percoladores (FBP).** Aula 9 da disciplina GCI073 (Tratamento de águas residuárias). 2017d.

SALLA, M.R. **Tratamento secundário – Lagoas de estabilização.** Aulas 7.1 e 7.2 da disciplina GCI073 (Tratamento de águas residuárias). 2017c.

SALLA, M.R. **Tratamento secundário – Lodos ativados.** Aula 11 da disciplina GCI073 (Tratamento de águas residuárias). 2017e.

SIGMA®. **Fabricante de equipamentos e sistemas completos voltados ao tratamento de águas, esgotos sanitários e efluentes industriais.** Disponível em <<https://goo.gl/xLxatN>>. Acesso em 23 nov. 2017.

SILVA, M.O.S.A. **Lagoas de estabilização.** Curso ABES – MG. Belo Horizonte, 22-25 de nov. 1993.

TAE. **Revista técnica do tratamento de água e efluentes.** Disponível em: <<https://goo.gl/JS75IE>>. Acesso em: 25 abr. de 2017.

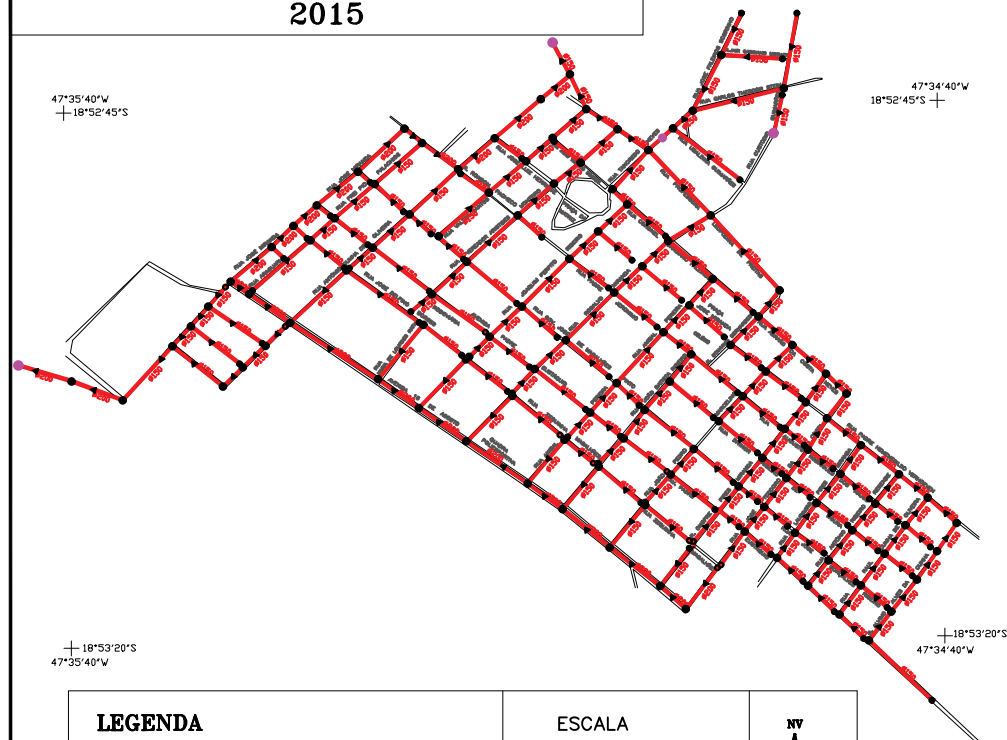
VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. 3. ed. v. 1. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA; Universidade Federal de Minas Gerais, 2005, 452 p.

VON SPERLING, M. **Lagoas de estabilização.** Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. 2. ed. v. 3. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA; Universidade Federal de Minas Gerais, 2002, 196 p.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados.** Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. 1. ed. v. 4. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - DESA; Universidade Federal de Minas Gerais, 1997, 428 p.

ANEXO A

ROMARIA – MG REDE DE ESGOTAMENTO SANITÁRIO 2015



LEGENDA

- Terminal de limpeza
- Poço de visita
- Ponto de lançamento
- Sentido de escoamento
- Ø200 Indicação de diâmetro, em mm

ESCALA

0 100 200 300 metros



ELABORAÇÃO:

Prof. Dr. Márcio Ricardo Salla

Prof. Dr. José Eduardo Alamy Filho

Estagiários: Alan Reis e Denilson Viegas Segundo

FONTES:

Levantamento de campo, março a junho/2015.
Prefeitura Municipal de Romaria, 2015.
AMVAP, 2006.

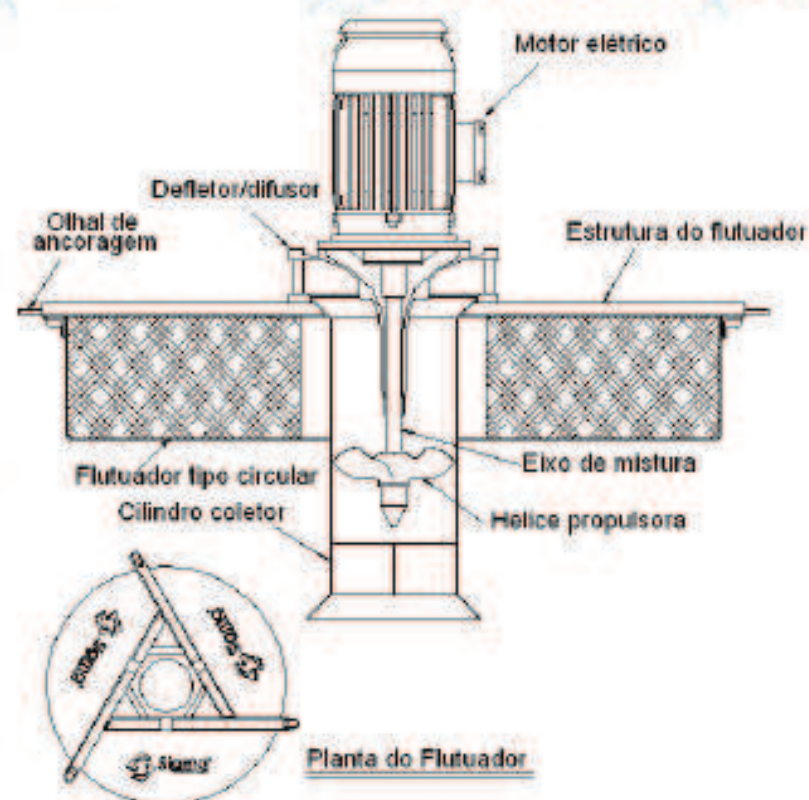
ORGANIZAÇÃO: Eleusa Fátima de Lima

D:\PGIRS\RIDES\LOGOTIPO\rides019.jpg

D:\PGIRS\RIDES\LOGOTIPO\rider018.jpg

ANEXO B

Aerador Rápido Flutuante de Fluxo Ascendente – modelo ARFA



1- Aplicação:

Equipamento utilizado para a agitação e mistura de massas líquidas, promovendo a introdução de ar atmosférico nas mesmas. Tem aplicação em estações de tratamento de esgotos sanitário, água, efluentes industriais entre outras.

2- Componentes:

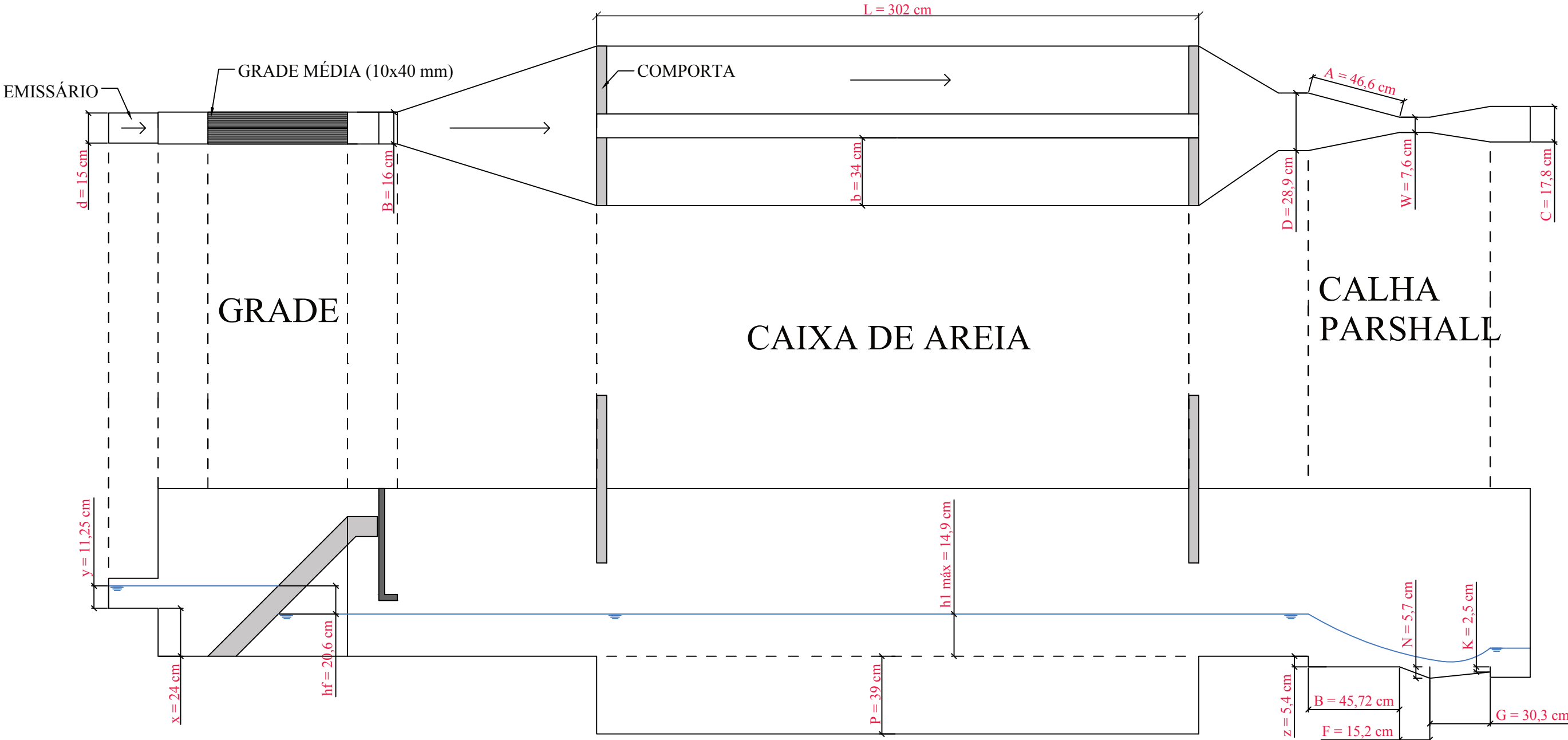
- Acionamento: motor elétrico tipo fechado trifásico com mancal de reforço;
- Estrutura e cilindro coletor: fabricados em aço carbono;
- Defletor: fabricado em ferro fundido;
- Eixo de mistura: tipo maciço em aço inox;
- Hélice propulsora: tipo naval em bronze;
- Flutuador: tipo circular em fibra de vidro com enchimento em poliuretano expandido.

3- Observações:

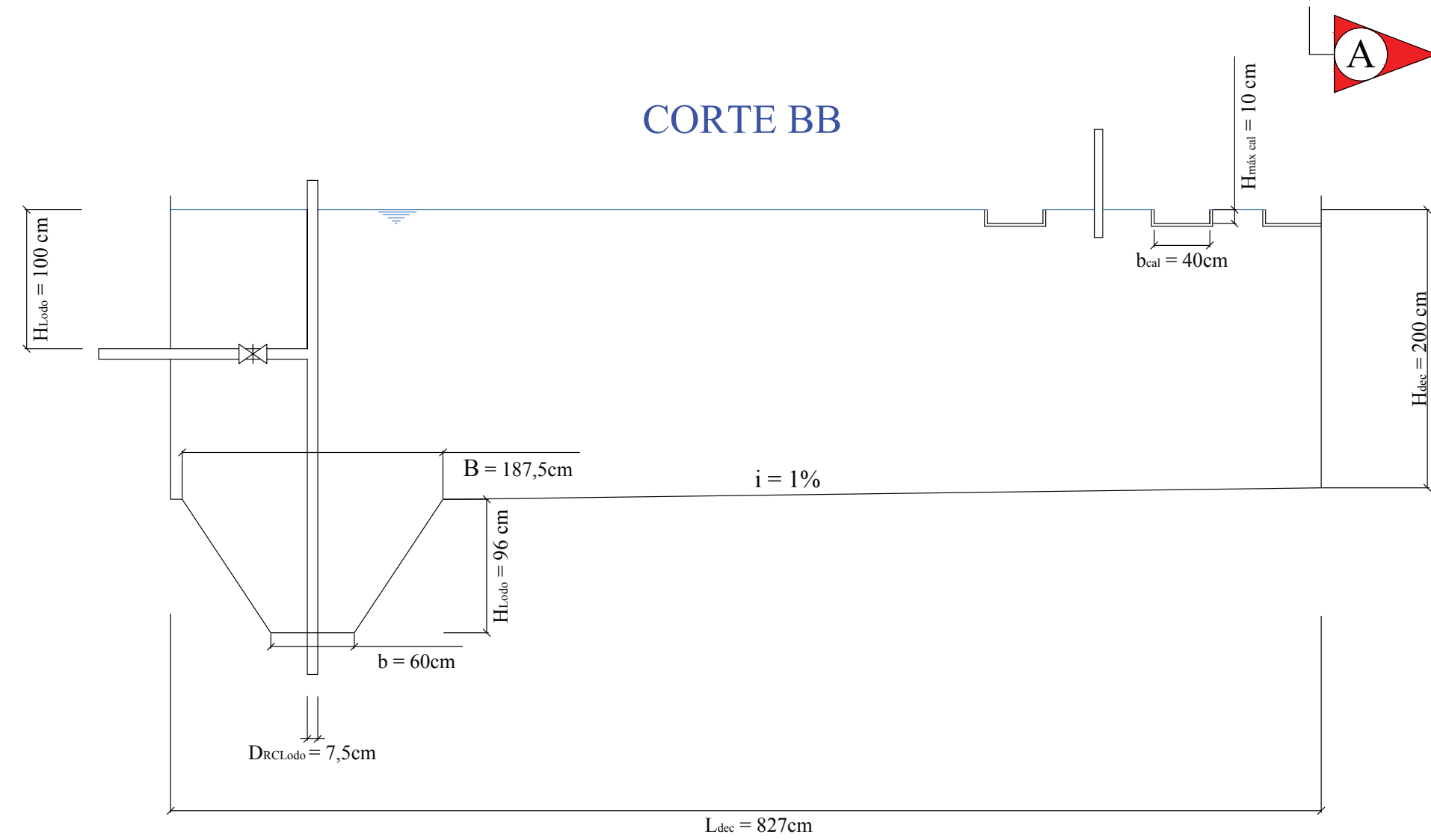
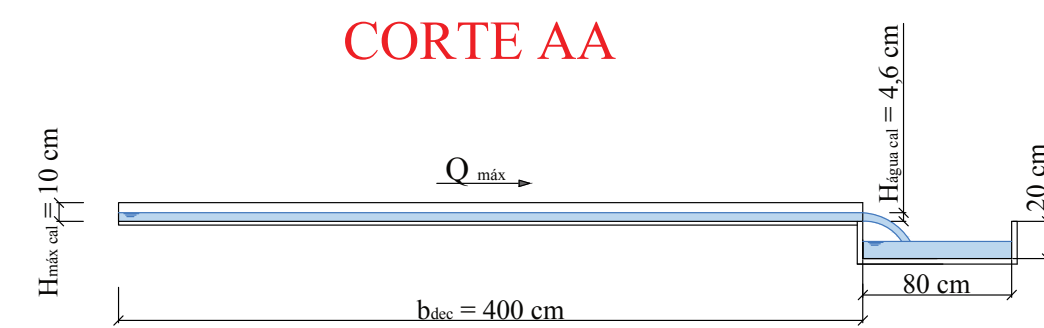
- A taxa de aeração média é de 1,75 kg.O₂/kWh;
- Peças em aço carbono e em ferro fundido possuem revestimento anticorrosivo;
- Potências diferentes da tabela abaixo são sob consulta.

Modelo	Motor [CV]	Velocidade [RPM]	Altura [mm]	Ø Flutuador [mm]	Zonas de Influência [mm]		Bombeamento [m³/h]	Peso [kg]
					Mistura	Dispersão		
ARFA-03	3,00	1750	970	Ø1500	13000	29000	625	215
ARFA-05	5,00	1750	980	Ø1500	14000	32000	820	230
ARFA-07	7,50	1750	1000	Ø1500	15500	35600	1050	250
ARFA-10	10,00	1750	1100	Ø1800	17000	37400	1220	400
ARFA-15	15,00	1750	1160	Ø1800	20000	44000	1570	420
ARFA-20	20,00	1750	1250	Ø2100	23000	50600	1860	610
ARFA-25	25,00	1750	1270	Ø2100	26000	57200	2200	640
ARFA-30	30,00	1180	1300	Ø2100	29000	63800	3290	750

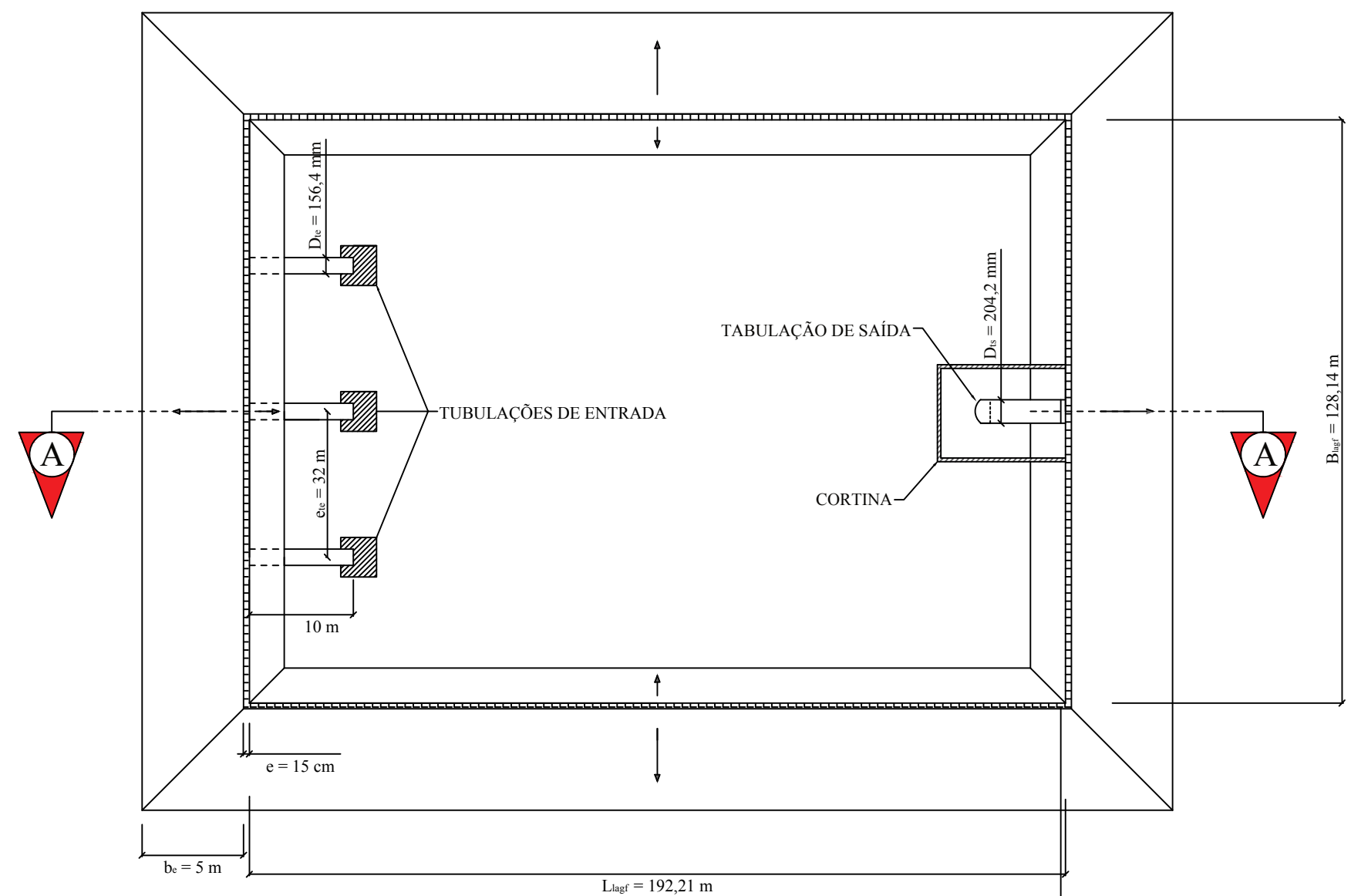
APÊNDICE A - Planta e corte do tratamento preliminar



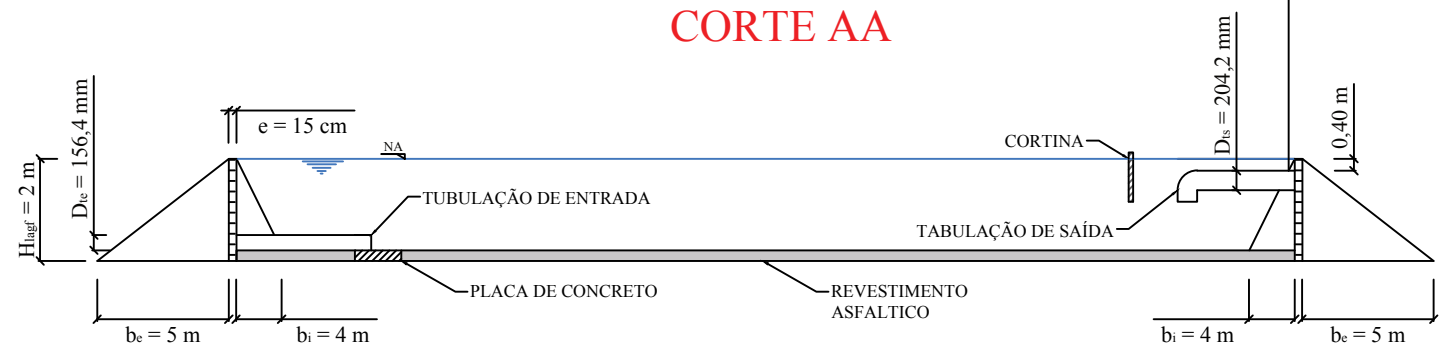
CORTE BB



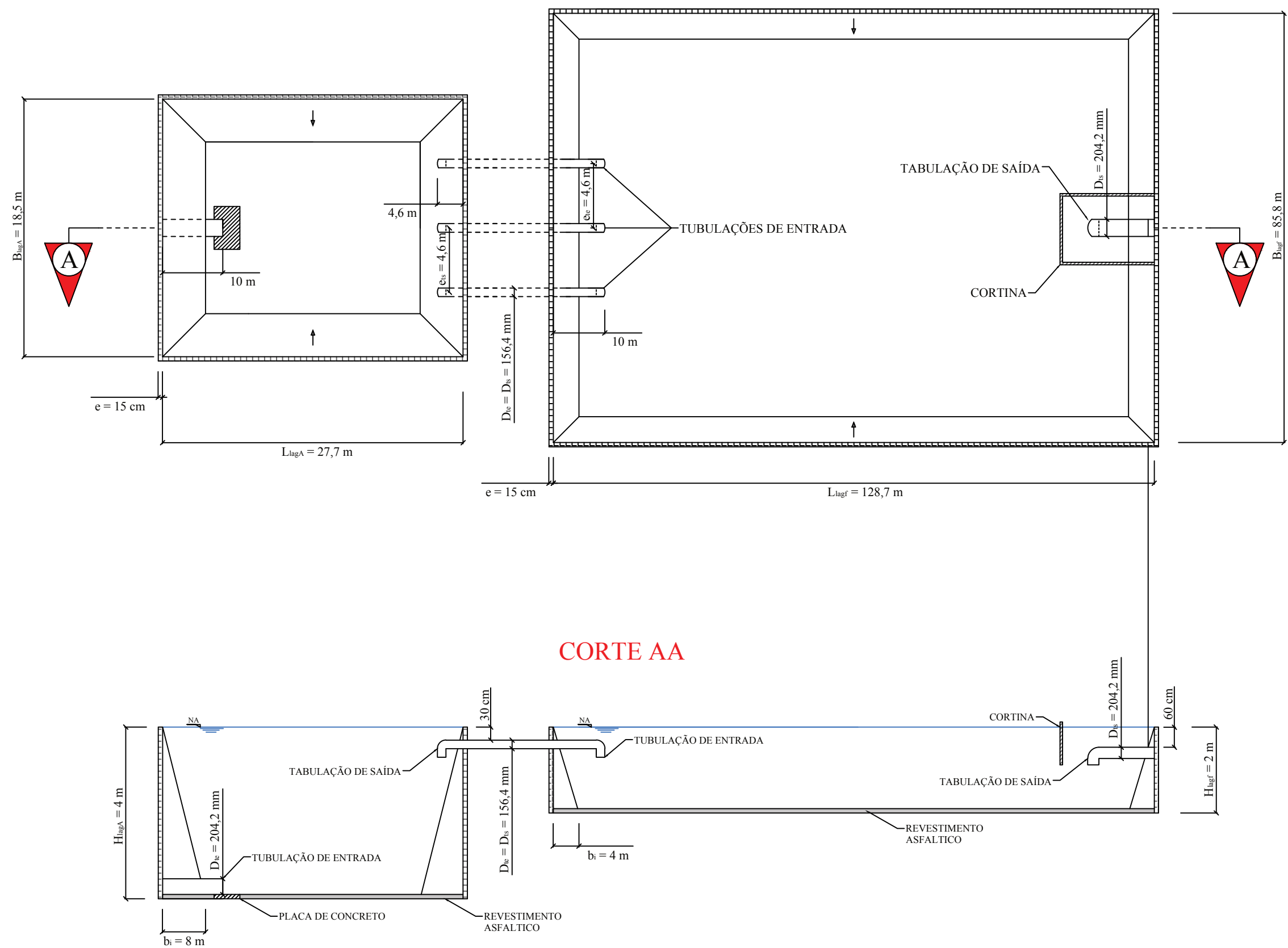
APÊNDICE C - Planta e corte da lagoa de estabilização facultativa



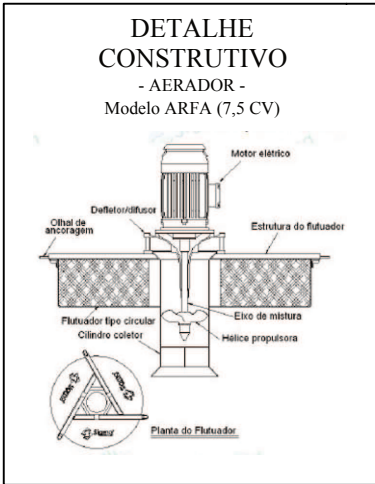
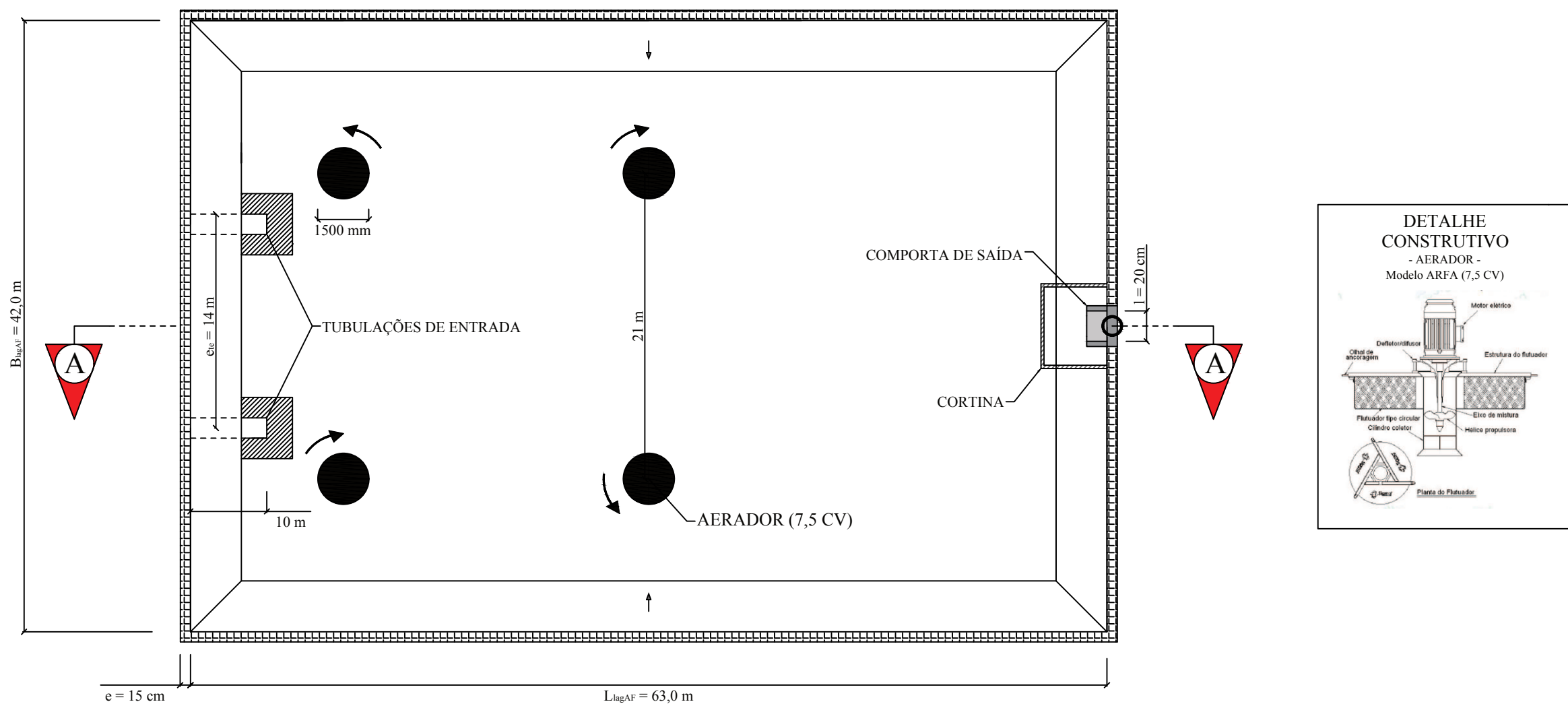
CORTE AA



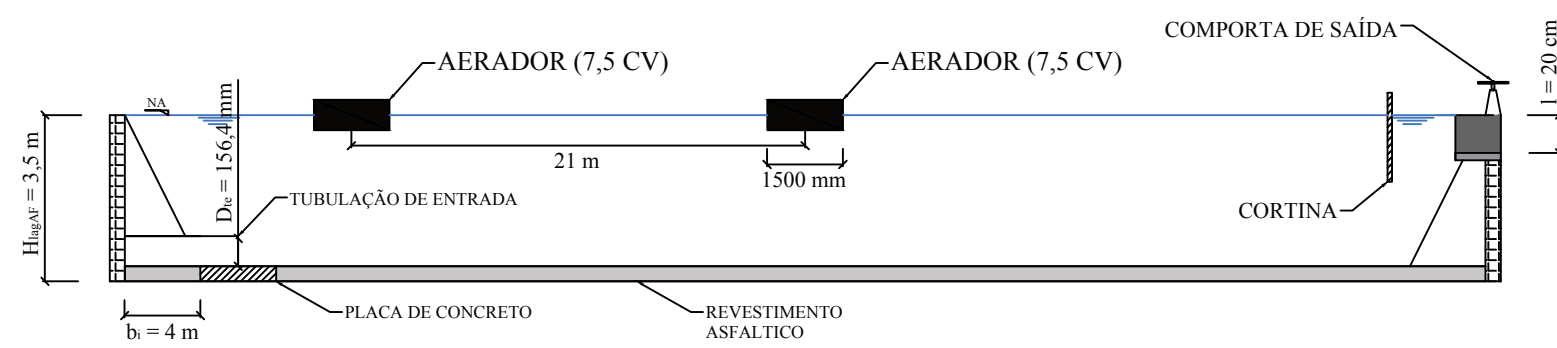
APÊNDICE D - Planta e corte do sistema australiano (Lagoa anaeróbia + facultativa)



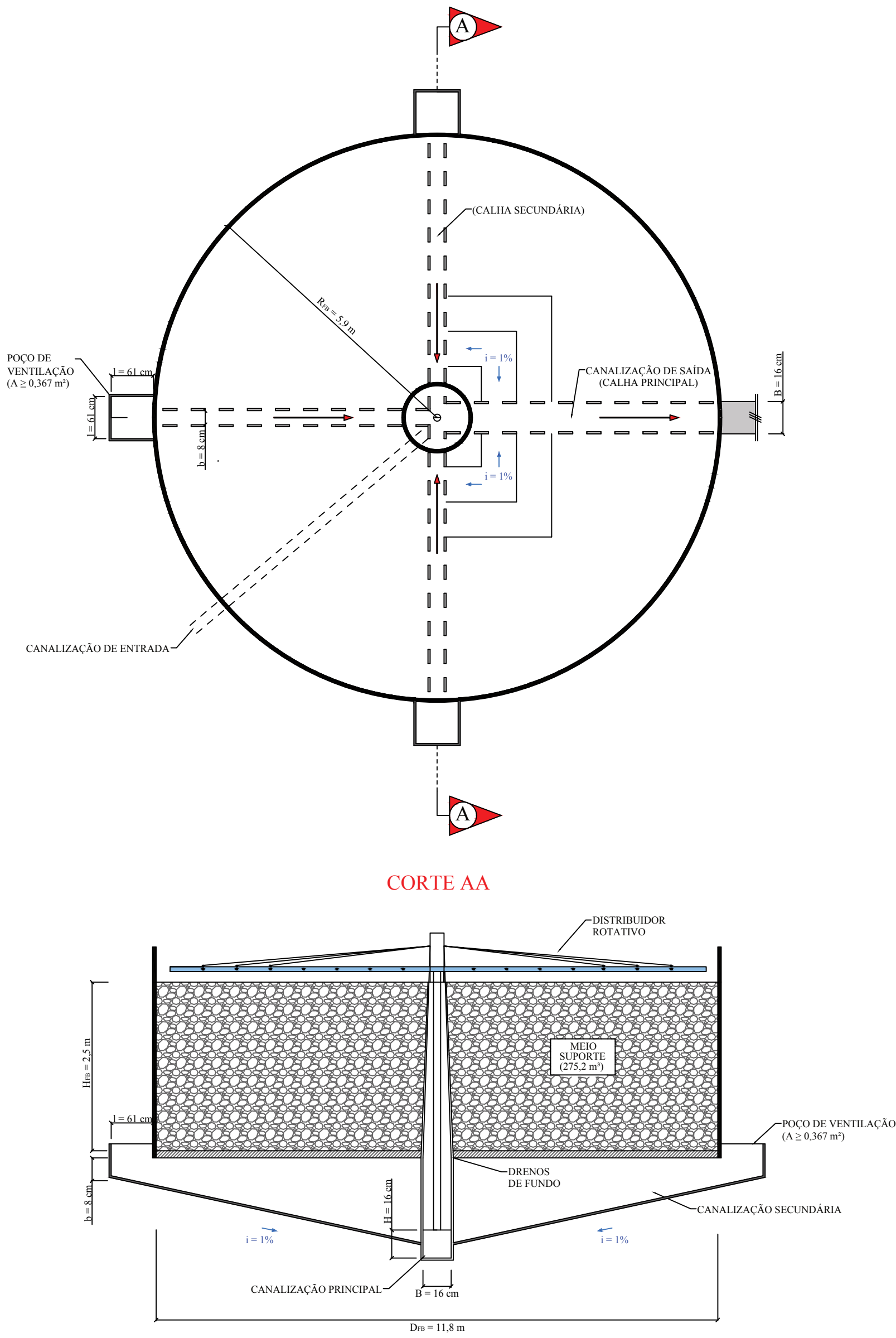
APÊNDICE E - Planta e corte da lagoa facultativa



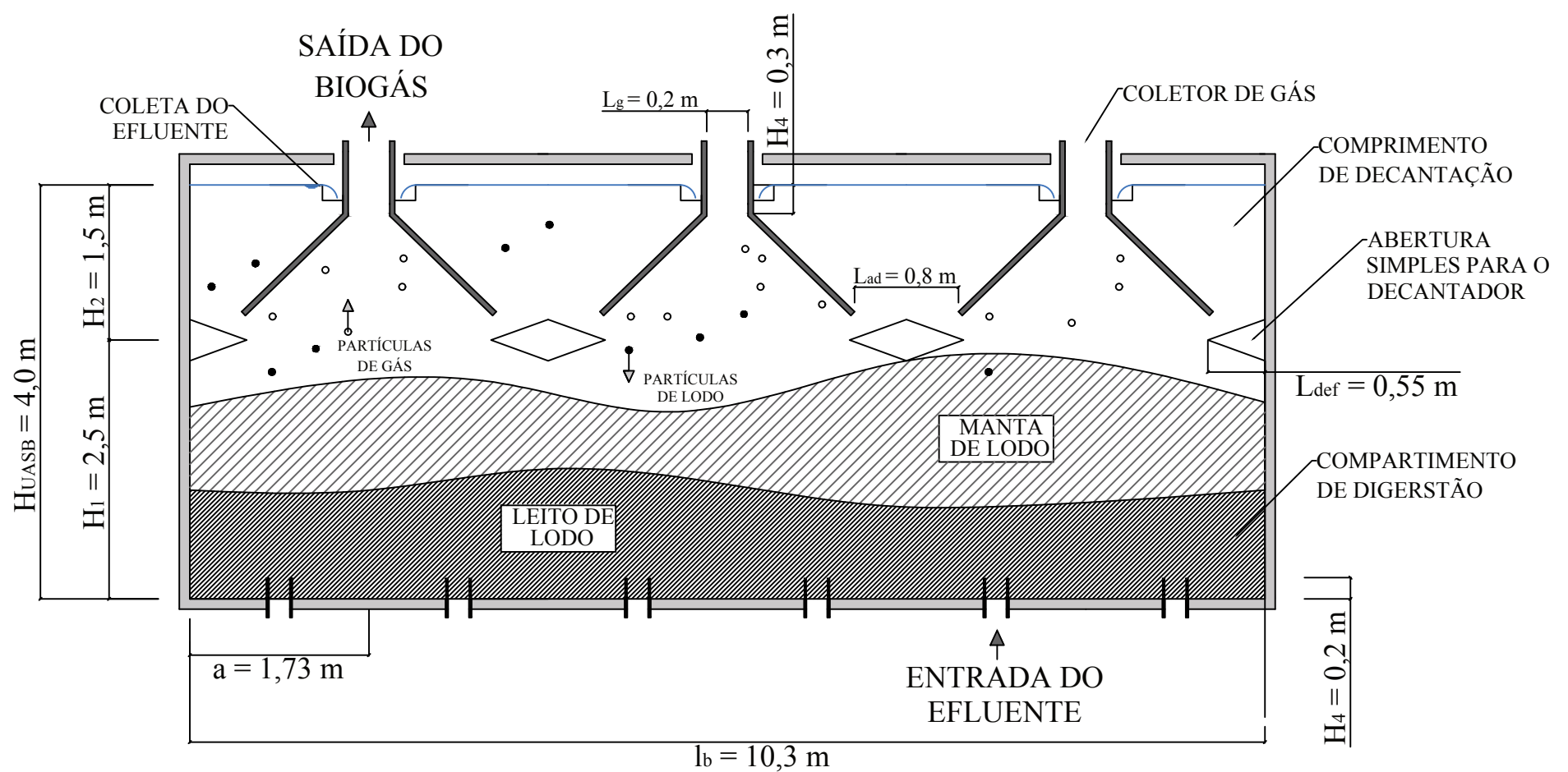
CORTE AA



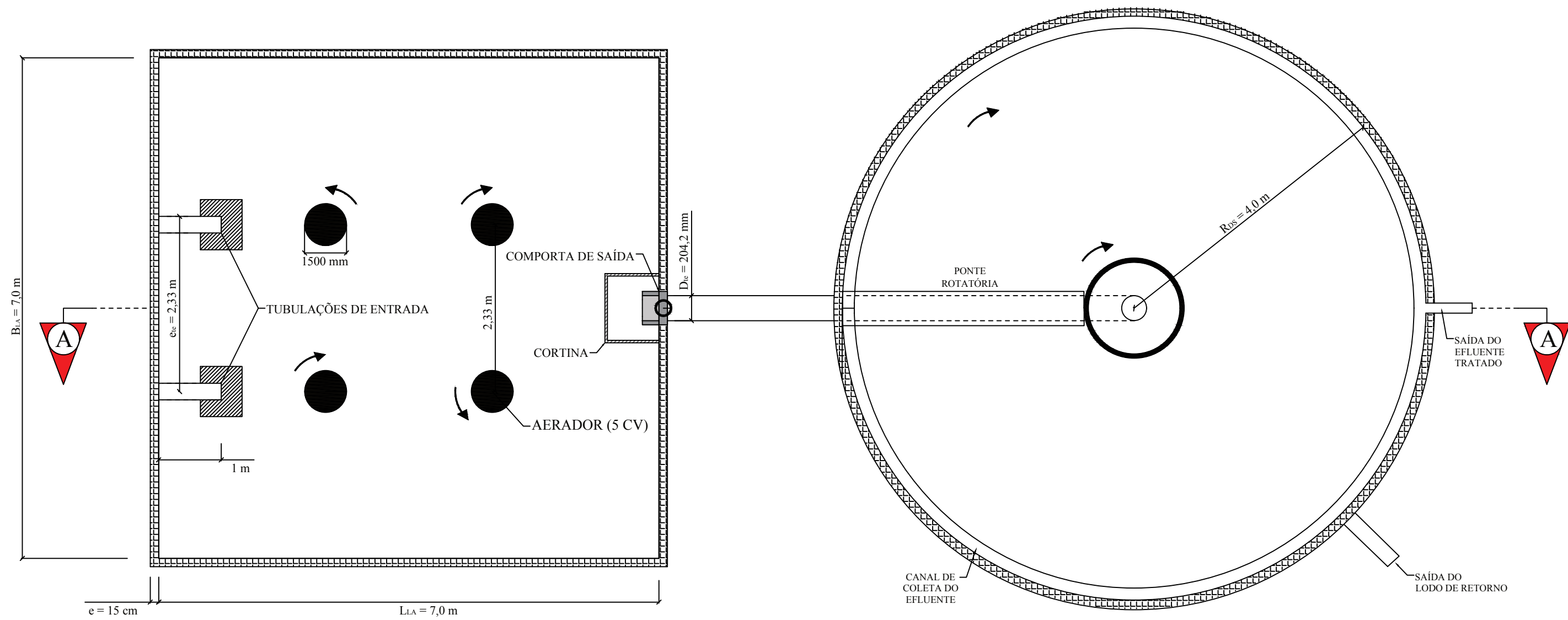
APÊNDICE F - Planta e corte do filtro biológico percolador (FBP) de um único estágio



APÊNDICE G - Planta, vista superior e corte do reator UASB



APÊNDICE H - Planta e corte do sistema de lodo ativado



CORTE AA

