



**CESAMA - COMPANHIA DE SANEAMENTO MUNICIPAL
MUNICÍPIO DE JUIZ DE FORA**

**REVITALIZAÇÃO DO RIO PARAIBUNA,
PROJETO BÁSICO E EXECUTIVO DA ETE BARBOSA LAGE
E APOIO TÉCNICO**

**PRODUTO 3
PROJETO BÁSICO DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE
ESGOTOS - ETE BARBOSA LAGE**

**MEMÓRIA DE CÁLCULO DE DIMENSIONAMENTO
HIDRÁULICO E DE PROCESSO**

VOLUME 8

**ENGESOLO ENGENHARIA LTDA.
Belo Horizonte, abril de 2007**

SUMÁRIO

1.	Apresentação.....	5
2.	Mapa de Localização da ETE Barbosa Lage.....	7
3.	Memória de Cálculo do Dimensionamento do Processo.....	9
3.1.	INTRODUÇÃO.....	10
3.2.	CONCEPÇÃO GERAL DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS - ETE BARBOSA LAGE.....	10
3.3.	CRITÉRIOS E PARÂMETROS DE PROJETO.....	11
3.3.1.	Vazões Contribuintes à ETE Barbosa Lage.....	11
3.3.2.	Cargas Orgânicas Contribuintes à ETE Barbosa Lage.....	11
3.3.3.	Tratamento Preliminar.....	12
3.3.4.	Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (Reatores UASB).....	15
3.3.5.	Sistema de Desidratação do Lodo.....	16
3.4.	DESCRIÇÃO E DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES DA ETE BARBOSA LAGE.....	17
3.4.1.	Tratamento Preliminar.....	17
3.4.2.	Reatores UASB.....	20
3.4.3.	Lodos Ativos.....	29
3.4.4.	Tratamento da Fase Sólida.....	36
3.5.	ANEXOS.....	41
3.5.1.	Fluxograma (Balanço de Massa).....	41
3.5.2.	Dimensionamento do Reator UASB.....	43
3.5.3.	Dimensionamento Lodos Ativos.....	59
4.	Memória de Cálculo do Dimensionamento Hidráulico.....	76
4.1.	LEGENDA DAS UNIDADES.....	76
4.2.	DISTRIBUIÇÃO DAS VAZÕES NAS UNIDADES DA ETE BARBOSA LAGE.....	76
4.3.	REATOR UASB – DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES, VERTEDORES E CANAIS.....	79
4.3.1.	Distribuição da Vazão e Modulação do Sistema.....	79
4.3.2.	Layout Geral.....	80
4.3.3.	Layout de Distribuição da Vazão.....	82
4.3.4.	Esquema de Distribuição da Vazão na CDV 1.....	85
4.3.5.	Memória de Cálculo dos Vertedores.....	87
4.3.6.	Memória de Cálculo das Tubulações de Distribuição de Vazão.....	91

4.3.7.	Memória de Cálculo dos Canais de Coleta dos Efluentes.....	98
4.4.	DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DA FASE LÍQUIDA	110
4.4.1.	Dimensionamento das Interligações entre o Reator UASB e o Tanque de Aeração	110
4.4.2.	Dimensionamento das Interligações entre o Tanque de Aeração e os Clarificadores	125
4.4.3.	Dimensionamento das Linhas de Descarte Final.....	140
4.5.	DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DA FASE SÓLIDA	150
4.5.1.	Interligação do Clarificador com a ERLA.....	150
4.5.2.	Interligação CDRLA e o Tanque de Aeração.....	157
4.5.3.	Interligação entre o Tanque de Aeração e a EDL	164
4.5.4.	Interligação entre a Centrífuga e a EDL.....	168
4.5.5.	Interligação entre o Reator UASB e o Tanque de Lodo	171
4.6.	DIMENSIONAMENTO DAS ELEVATÓRIAS	177
4.6.1.	Elevatória de Retorno de Lodo Ativado – ERLA.....	177
4.6.2.	Elevatória de Descarte de Lodo – EDL	191
4.6.3.	Elevatória do Tanque de Lodo – ETQL.....	200
4.7.	DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DOS SOPRADORES.....	208
5.	Referências Bibliográficas.....	213

1. APRESENTAÇÃO

1. APRESENTAÇÃO

A Engesolo Engenharia Ltda foi contratada pela Companhia de Saneamento Municipal - CESAMA para elaborar a “Avaliação e Adequação do Projeto Básico da ETE Barbosa Lage” e, ainda a elaboração do “Projeto Executivo” (Estrutural e Elétrico) desta estação de tratamento.

O Projeto Básico da ETE Barbosa Lage foi elaborado pela empresa MKM Engenharia Ambiental, dentro do contrato firmado com a Prefeitura Municipal de Juiz de Fora - PMJF, e seu escopo abrangeu a entrega de três produtos:

- Produto 1 – Projeto Básico de Coletores Tronco e Interceptores;
- Produto 2 – Projeto Básico de Estações Elevatórias;
- Produto 3 – Projeto Básico das Estações de Tratamento.

Dentro do Produto 3, do projeto da MKM Engenharia Ambiental, os volumes foram subdivididos para cada estação, constituindo os volumes objeto do presente projeto os de números:

- ✓ Volume 7: Descritivo Técnico do Projeto Hidráulico e de Processo;
- ✓ Volume 8: Memória de Cálculo do Dimensionamento Hidráulico e de Processo;
- ✓ Volume 9: Descritivo Técnico do Projeto Elétrico;
- ✓ Volume 10: Orçamento Estimativo;
- ✓ Volume 11: Plantas Projeto Básico Hidráulico e de Processo;
- ✓ Volume 12: Plantas Projeto Básico Elétrico;
- ✓ Volume 13: Especificações Gerais de Matérias e Serviços.

Para manter uma vinculação do projeto ora desenvolvido com o Projeto Básico original da MKM Engenharia Ambiental apresentar-se-á a mesma numeração dos volumes, a serem mantidos e revisados, e a criação de novos números para os volumes a serem criados para o Projeto Executivo.

Os volumes do projeto da MKM Engenharia Ambiental a serem mantidos e revistos são: Volume 7, Volume 8, Volume 10, Volume 11 e Volume 13. Os volumes 9 e 12 referentes ao Projeto Elétrico serão remetidos para o Projeto Executivo.

Em alguns casos, os volumes podem estar subdivididos em tomos, dependendo-se da quantidade de trabalho que foi realizado para compor cada volume.

Assim a composição do Projeto Básico da ETE Barbosa Lage revisado e adequado pela Engesolo Engenharia será apresentada pelos volumes:

- ✓ Volume 7: Descritivo Técnico do Projeto Hidráulico e de Processo;
- ✓ Volume 8: Memória de Cálculo do Dimensionamento Hidráulico e de Processo;
- ✓ Volume 11: Plantas do Projeto Básico Hidráulico e de Processo - Tomos 01/02 e 02/02.

Em seguida à apresentação do Projeto Básico e sua aprovação pela CESAMA serão elaborados o Projeto Executivo, o Orçamento das Obras, as Especificações dos Materiais e os Equipamentos e Serviços para implementação da Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

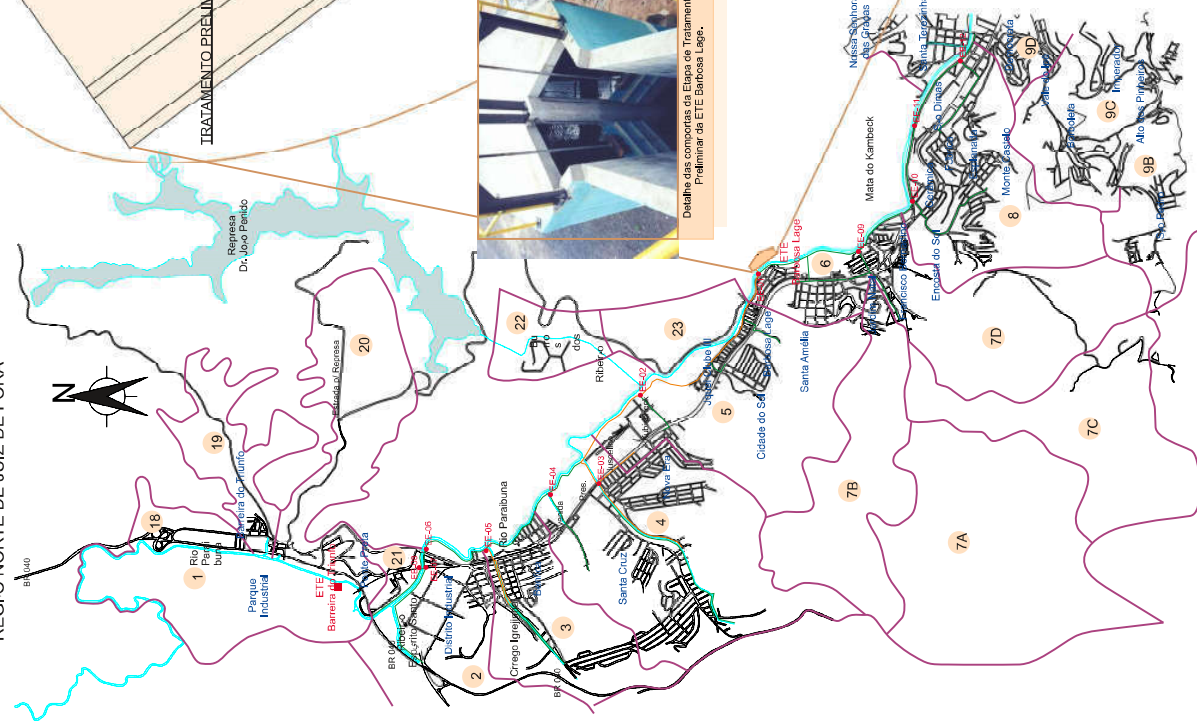
2. MAPA DE LOCALIZAÇÃO DA ETE BARBOSA LAGE

SISTEMA DE ESGOTAMENTO SANTO-RIO DA REGIÃO NORTE DE JUIZ DE FORA

ENGESOLO

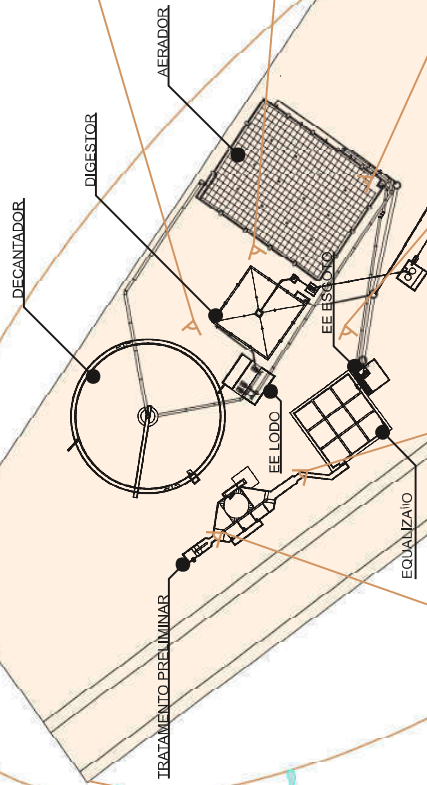
CESAM

ESTÁGIO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS BARBOSA LAGE



Legenda:

- 7C Sub-bacias de Contribuição
- EE-01 Estações Elevatórias de Esgoto
- Interceptores de Esgotos Existentes
- Interceptores de Esgotos a serem Implantados
- Limite das Sub-bacias de Contribuição



ARRANJO DA ETE BARBOSA LAGE
ESCALA: 1/1.000

ENGESOLO ENGENHARIA LTDA.
Rua Alcobaca, 1.210 - Bairro São Francisco
Tel.: (31) 2103-4300 - Fax.: (31) 2103-4399
Belo Horizonte-MG - CEP: 31255-210
e-mail: engesolo@engesolo.com.br



3. MEMÓRIA DE CÁLCULO DO DIMENSIONAMENTO DO PROCESSO

3.1. INTRODUÇÃO

O presente relatório contempla a memória de dimensionamento da Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage, no Município de Juiz de Fora. O trabalho foi desenvolvido de acordo com os termos do contrato de consultoria celebrado entre a CESAMA - Companhia de Saneamento Municipal e a Engesolo Engenharia Ltda. Os seguintes documentos, disponibilizados pela contratante, foram utilizados para o desenvolvimento do trabalho:

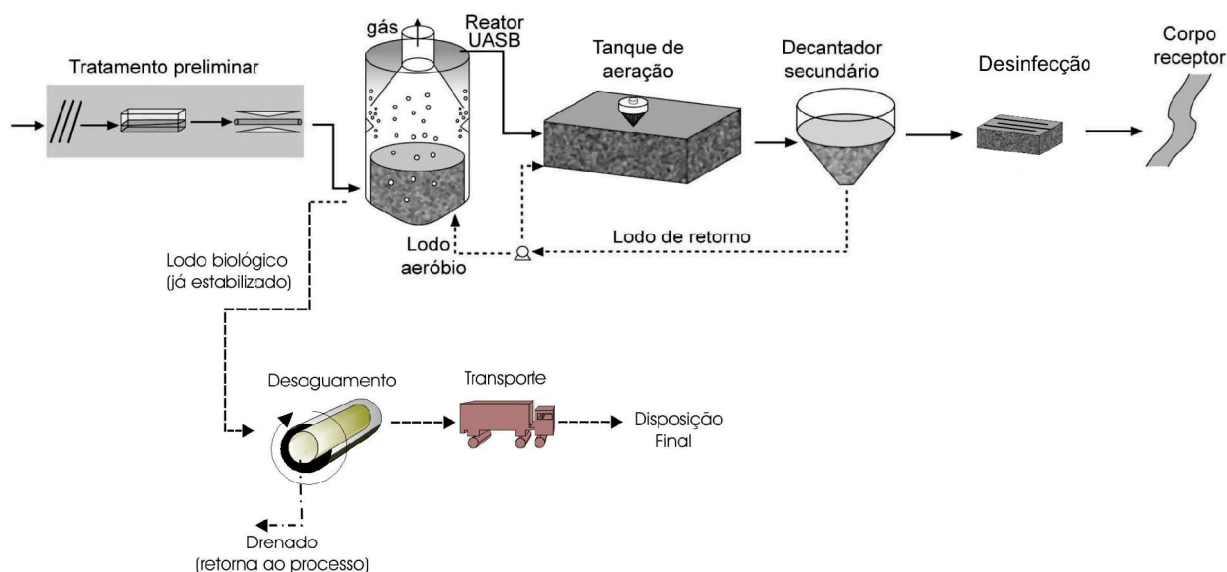
- ✓ Projeto original da ETE Barbosa Lage, elaborado pela CESAMA (2002): “Sistema de Esgoto Sanitário Região Norte – Município de Juiz de Fora / MG – ETE Barbosa Lage”;
 - Memorial Descritivo / Cálculo;
 - Desenhos;
- ✓ Reformulação proposta pela Empresa MKM Engenharia Ambiental (2003): “Complementação dos Sistemas de Esgotamento Sanitário das Bacias de Barbosa Lage e União Indústria – Juiz de Fora / MG – Produto 3 – ETE Barbosa Lage”;
 - Memória de cálculo do dimensionamento hidráulico e de processo;
 - Descritivo técnico do projeto hidráulico e de processo;
 - Desenhos;
- ✓ Relatório técnico de avaliação do projeto básico desenvolvido pela MKM Engenharia Ambiental, elaborado pela ENGESOLO (2006): “Avaliação e Adequação do Projeto Básico da ETE Barbosa Lage”.

3.2. CONCEPÇÃO GERAL DA ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE ESGOTOS - ETE BARBOSA LAGE

A concepção de Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage prevê a utilização de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), seguidos de reatores de lodos ativados para o pós-tratamento dos efluentes anaeróbios.

A Figura 3.1 a seguir apresenta o fluxograma geral da ETE Barbosa Lage, mostrando as etapas de tratamento da fase líquida e da fase sólida.

Figura 3.1 - Fluxograma de um Sistema composto por Reator UASB, seguido do Processo de Lodos Ativos



Fonte: adaptado de von Sperling et al, 2001. Obs: A desinfecção não está incluída no projeto.

3.3. CRITÉRIOS E PARÂMETROS DE PROJETO

3.3.1. Vazões Contribuintes à ETE Barbosa Lage

Modulação	Vazão Afluente*		
	Média (l/s)	Máxima Diária (l/s)	Máxima Horária (l/s)
25%	93,50	107,50	145,50
50%	187,00	215,10	291,00
75%	280,50	322,60	436,50
100%	374,00	430,10	582,00

Vazão afluente correspondente à soma das vazões doméstica, industrial e de infiltração.

3.3.2. Cargas Orgânicas Contribuintes à ETE Barbosa Lage

Modulação	Cargas Orgânicas Médias*	
	Como DBO (kgDBO/dia)	Como DQO (kgDQO/dia)
25%	3.043,10	6.086,10
50%	6.086,10	12.172,30
75%	9.129,20	18.258,40
100%	12.172,30	24.344,60

* Cargas orgânicas determinadas considerando-se as vazões totais médias afluentes à ETE.

3.3.3. Tratamento Preliminar

O Tratamento Preliminar será constituído de peneira mecanizada tipo step-screen, caixa de areia aerada e, sistema de remoção de óleos e graxas acoplado ao dispositivo de retirada de areia.

A proposta de implantação de um novo sistema de tratamento preliminar, de forma a conferir melhores condições de funcionamento da ETE Barbosa Lage, tanto em relação à mecanização, à automação e à proteção à saúde dos trabalhadores, nos parece bastante justificável. Isso em função do porte da estação e do novo fluxograma de tratamento, que incorpora reatores anaeróbios tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Bed).

Particularmente, em relação aos reatores UASB, as alterações propostas na concepção do novo tratamento preliminar incorporam conceitos modernos que visam à melhoria da remoção de sólidos e de gordura (material flotante), com impactos positivos no funcionamento e na operação dos reatores anaeróbios.

3.3.3.1. Critérios para Escolha das Peneiras Mecanizadas

A melhoria da remoção de sólidos será conseguida com utilização de peneira mecanizada tipo step-screen. As peneiras mecanizadas são fabricadas, normalmente, com abertura de 3 mm e de 6 mm, adotar-se-á, neste projeto, com aberturas menores de 3 mm para complementar a remoção de sólidos efetuada na grade (cesto) da elevatória de esgoto bruto. Ou seja, haverá um substancial incremento na remoção de sólidos, em comparação às grades atualmente do tratamento preliminar existente. A condição para o bom funcionamento das peneiras é que as mesmas operem com o nível de esgoto constante a jusante do ponto de instalação variando apenas o nível de montante com o incremento da perda de carga até o nível de acionamento do dispositivo de limpeza (a ser regulado para 0,20 m). O nível constante a jusante será conseguido através de um vertedouro na saída da caixa de areia. Com isso, espera-se uma redução significativa (até mesmo a eliminação) dos problemas de obstrução das tubulações de distribuição de esgoto nos reatores UASB. Além disso, a qualidade do lodo anaeróbio será melhorada, com a diminuição da percentagem de inertes e de materiais grosseiros, com reflexos positivos tanto no funcionamento do próprio reator quanto de todo o sistema de descarte e de desaguamento do lodo.

3.3.3.2. Critérios para Dimensionamento da Caixa de Areia Aerada

Segundo Metcalf e Eddy, as caixas de areia aeradas devem ser dimensionadas para um tempo de detenção na faixa de dois a cinco minutos considerando a vazão afluyente máxima. O canal deverá possuir um poço para recolhimento de areia em torno de 0,9 m de profundidade, com paredes laterais muito inclinadas.

Os difusores de ar, do tipo bolha grossa, devem ser dispostos entre 0,45 m a 0,60 m acima do poço de acúmulo de areia. A quantidade de ar a ser injetado na caixa de areia varia com as condições das águas residuárias afluentes devendo situar entre 0,46 m³/min por metro de canal longitudinal até uma disponibilidade de ar máximo de 0,58 m³/min x m.

A quantidade de areia a ser extraída pode oscilar de 20 litros de areia / 1.000 m³ de esgoto tratado até 150 litros de areia / 1.000 m³ de esgoto tratado.

O equipamento escolhido para detalhamento é amplamente utilizado nas Estações de Tratamento, de águas ou efluentes, industriais ou urbanos, para remoção de areia ou outras partículas decantáveis, sendo conhecido por **DESARENADOR RETANGULAR À SUCCÃO COM DOIS CANAIS COM DISPOSITIVO DE REMOÇÃO DE ÓLEOS E GRAXAS**.

Será instalado em tanque retangular, de largura de 3.150 mm e altura de 3.000 mm em tanque duplo e comprimento de 10.000 mm. O dispositivo de remoção será por “air lift” e o dispositivo para remoção de óleos e graxas acoplado na mesma ponte móvel do desarenador.

A ponte móvel se desloca longitudinalmente sobre o canal do desarenador, em baixa velocidade, e succiona a areia depositada no concentrador (parte inferior do canal), descarregando-a na canaleta lateral do tanque, tendo ao final da canaleta um classificador de areia (tipo parafuso), este tem a finalidade de descarregar a areia a uma caçamba, o excesso de água retornado para o tanque do desarenador.

No percurso de ida (sentido de sucção), os braços raspadores de flotado encontram-se na superfície, semi submersos, e o sistema de remoção da areia (bomba ou “air lift”) está em funcionamento. Nesta situação a ponte móvel, desloca-se em baixa velocidade.

Terminando o percurso, a ponte retorna em velocidade maior, em torno de 50%.

Nesta situação os braços removedores de flotado são posicionados acima do nível d'água, e o sistema de extração de areia encontra-se desativado, até ser atingida a extremidade do canal.

Neste ponto, através de chaves fim de curso, a ponte paralisa, os braços são posicionados, seguidos pela ativação do sistema de areia, e tem início novamente o ciclo.

A estrutura, ponte móvel, se desloca através de dois conjuntos de rodas, em ferro fundido, sobre trilhos, fixados nas laterais do canal de desarenação. Um conjunto motoredutor, composto de um redutor de rosca sem fim com eixo oco de engrenagens helicoidais, provoca a movimentação da estrutura; sendo que no final de cada deslocamento a ponte, em contato com as chaves fim de curso, para ou inicia o deslocamento em sentido contrário.

Como proteção do equipamento são instalados dois dispositivos limitadores de torque, com um ponto de alarme e outro de desligamento.

Existe ainda um sistema de ar comprimido utilizado para fluidizar a areia eventualmente concentrada em um ponto da canaleta inferior, de modo a permitir o seu escoamento. É constituído por um soprador de ar acionado por motor elétrico, conjunto de tubulação, válvulas e reguladores, instalado na própria estrutura da ponte.

O Conjunto de AIR LIFT com funcionamento através de ar comprimido injetado na parte inferior da tubulação de extração de areia, através de um dispositivo especial, faz o levantamento da areia veiculada na água + ar. Neste caso o soprador de ar possui uma capacidade maior e o sistema opera a baixa pressão.

São recomendadas velocidades de translação para a ponte móvel dos desarenadores aerados nas faixas de:

- Desarenadores curtos ($L \leq 10$ m) $v = 0,04$ m/s;
- Desarenadores longos ($L \geq 10$ m) $v = 0,06$ m/s inicial a 0,04 m/s final.

3.3.4. Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo (Reatores UASB)

O dimensionamento efetuado baseou-se no conhecimento mais recente disponível sobre os reatores UASB, advindo de pesquisas e trabalhos conjuntos com diversos especialistas do setor, em todo o Brasil, centralizado pelo PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico). Os critérios e parâmetros de projeto refletem esta consolidação, conforme apresentado no Quadro 3.1 seguinte.

Quadro 3.1 - Resumo dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento dos Reatores UASB

Critérios e Parâmetros	Valor Adotado
Hidráulicos e de Eficiência	
Temperatura média do esgoto no mês mais frio (°C)	20
Eficiência esperada de remoção de DBO (%)	65
Eficiência esperada de remoção de DQO (%)	60
Tempo de detenção hidráulica médio (h)	8,5
Tempo de detenção hidráulica mínimo (h)	4,0 a 6,0
Velocidade ascensional média no reator (m/h)	0,5 a 0,7
Velocidade ascensional máxima no reator (m/h)	< 0,9 a 1,1
Distribuição do Afluente	
Diâmetro dos tubos de distribuição do afluente (mm)	75
Distância entre o bocal de distribuição e o fundo do reator (mm)	150
Área de influência de cada tubo de distribuição de esgoto (m ²)	2,0 a 3,0
Produção de Coleta do Biogás	
Pressão atmosférica (atm)	1
DQO correspondente a um mol de CH ₄ (gDQO / molCH ₄)	64
Constante dos gases (atm.L / mol.°K)	0,08206
Concentração de metano no biogás (%)	75
Índice de perdas de biogás no afluente e em vazamentos (%)	30
Compartimento de Decantação	
Trespasse do defletor de gás em relação à abertura do decantador (mm)	150
Inclinação das paredes do decantador (°)	50 a 60
Profundidade do compartimento de decantação (m)	1,50 a 2,00
Velocidade ascensional média nas aberturas para o decantador (m/h)	< 2,30
Velocidade ascensional máxima nas aberturas para o decantador (m/h)	< 4,20
Taxa de aplicação superficial média no decantador (m ³ /m ² .dia)	< 20
Taxa de aplicação superficial máxima no decantador (m ³ /m ² .dia)	< 29
Tempo de detenção hidráulica médio no decantador (h)	> 1,50
Tempo de detenção hidráulica mínimo no decantador (h)	> 1,00

Critérios e Parâmetros	Valor Adotado
Produção de Lodo	
Coeficiente de produção de lodo: Base SS (kg SST/kg DQO _{aplic.})	0,15
Coeficiente de produção de lodo: Base DQO (kg DQO _{lodo} /kg DQO _{aplic.})	0,17
Concentração esperada do lodo de descarte (anaeróbio + aeróbio) (%)	3
Densidade do lodo (kg/m ³)	1.020

Vazões de Dimensionamento

Para o dimensionamento dos reatores UASB foram consideradas as seguintes etapas e vazões afluentes à ETE Barbosa Lage – Quadro 3.2 seguinte.

Quadro 3.2 - Resumo das Vazões Consideradas no Dimensionamento dos Reatores UASB

Modulação	Vazão Afluente ⁽¹⁾			Vazão de Lodo de Retorno (l/s)	Vazão Total ⁽⁵⁾		
	Média (l/s)	Máxima Diária (l/s)	Máxima Horária (l/s)		Média (l/s)	Máxima Diária (l/s)	Máxima Horária (l/s)
25%	93,5	107,5	145,5	3,5	97,0	111,0	149,0
50%	187,0	215,1	291,0	6,9	193,9	222,0	297,9
75%	280,5	322,6	436,5	10,4	290,9	333,0	446,9
100%	374,0	430,1	582,0	13,9	387,9	444,0	595,9

Como se pode depreender do Quadro 3.2 anterior, o dimensionamento dos reatores anaeróbios contemplou a verificação das condições hidráulicas de funcionamento para a situação de bombeamento do lodo aeróbio, produzido na unidade de pós-tratamento, para adensamento e digestão nos reatores UASB.

3.3.5. Sistema de Desidratação do Lodo

Para a desidratação do lodo excedente descartado dos reatores UASB, foram previstas centrífugas, dimensionadas considerando-se os seguintes critérios e parâmetros de projeto.

Quadro 3.3 - Resumo dos Critérios e Parâmetros de Dimensionamento do Sistema de Desidratação

Critérios e Parâmetros	Valor Adotado
Concentração de sólidos no lodo anaeróbio de descarte (%)	3
Concentração de sólidos no lodo desidratado (%)	22
Captura de sólidos (%)	85

3.4. DESCRIÇÃO E DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES DA ETE BARBOSA LAGE

3.4.1. Tratamento Preliminar

3.4.1.1. Preliminares

A unidade de tratamento preliminar existente será substituída por nova unidade, a ser implantada em cota mais elevada, próxima aos reatores UASB. As principais justificativas para o não aproveitamento da unidade de tratamento preliminar existentes são:

- ✓ Necessidade de mecanizar e automatizar as unidades de remoção de sólidos grosseiros e areia, de forma a melhorar a eficiência operacional da estação e proteger à saúde dos trabalhadores;
- ✓ Minimizar a entrada de sólidos grosseiros e o acúmulo de material flotante nos reatores anaeróbios;
- ✓ Para tanto, a nova unidade de tratamento preliminar será composta por peneiras mecanizadas tipo step-screen, caixas de areia aeradas e sistema de remoção de óleos e graxas acoplado às caixas de areia.

Assim, os esgotos sanitários afluentes à ETE Barbosa Lage serão submetidos ao tratamento em nível preliminar, o qual consistirá de etapas subseqüentes de peneiramento, sedimentação discreta (desarenadores) e remoção de óleos e graxas. Nessa fase do tratamento, predominam as operações físicas unitárias, por meio das quais torna-se possível a retenção e remoção dos seguintes tipos de sólidos:

- ✓ Nas peneiras: sólidos suspensos de menores dimensões, acima de 3 mm, não removidos nas

grades que antecedem a estação elevatória de esgotos brutos;

- ✓ Nos desarenadores: grãos maiores de solo, notadamente solos arenosos, em suspensão na massa líquida ($d \gg 1\mu\text{m}$). Ainda, na parte final das caixas de areia ocorrerá à remoção parcial de óleos e graxas.

3.4.1.2. Peneiramento

Na etapa de peneiramento, serão empregadas duas peneiras mecânicas, as quais possuem um conjunto de placas paralelas com formato de degraus, distanciadas entre si em 3 mm, de tal forma que o efluente passa por entre elas e as partículas maiores que a abertura são retiradas por estas e ao formar um filme de sólidos retidos, dá-se o início do ciclo, transportando estes sólidos para o degrau imediatamente acima pelo próprio movimento das lâminas. Desta maneira, imediatamente após o início do movimento tem-se parte da grade limpa, baixando a altura de efluente à montante.

Estes sólidos são transportados de degrau em degrau até o último, ocasião em que se dá a descarga dos mesmos por gravidade, sendo dirigido a uma esteira transportadora. Por meio desta última, os sólidos são conduzidos até um equipamento de compactação, sendo, então, despejados em uma caçamba metálica para transporte até local de disposição final.

As grades possuem as seguintes características técnicas:

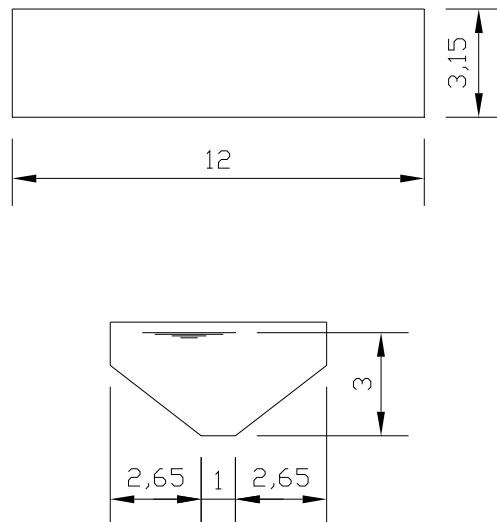
- Tipo: Escalar auto limpante (“step-screen”);
- Trabalho: Contínuo/ Intermitente;
- Início do ciclo: Sensor de altura de líquido ou temporizador;
- Largura do canal: 1.100 mm;
- Altura do canal: 1.700 mm;
- Largura da peneira: 1.060 mm;
- Altura da descarga: 400 mm (acima do passadiço);
- Ângulo de instalação: 48°;
- Espaçamento da grade: 3 mm.

3.4.1.3. Desarenação

Dados de dimensionamento:

- $Q_{\text{máx}} = 582 \text{ l/s} \Rightarrow 34,92 \text{ m}^3/\text{min};$
- $Q_{\text{méd}} = 374 \text{ l/s} \Rightarrow 22,44 \text{ m}^3/\text{min}.$

Para a caixa de areia prevista pela empresa MKM Engenharia Ambiental tem-se:



Volume $\cong 90 \text{ m}^3$

Tempo de Detenção

$$t = \frac{V}{Q_{\text{máx}}} = \frac{90}{34,92} = 2,58 \text{ min}$$

$$t = \frac{V}{Q_{\text{méd}}} = \frac{90}{22,44} = 4,01 \text{ min}$$

Quantidade de Ar a ser Disponibilizado para a Caixa de Areia

- Extensão da caixa de areia: 12,00 metros;
- Quantidade de ar: $0,58 \text{ m}^3/\text{min.m}$;
- Quantidade de ar disponibilizado: $12,00 \text{ m} \times 0,58 \text{ m}^3/\text{min.m} = 6,96 \text{ m}^3/\text{min}$.

3.4.2. Reatores UASB*3.4.2.1. Preliminares*

Após o tratamento preliminar, os esgotos são conduzidos até o sistema de tratamento anaeróbio, constituído de um conjunto de 8 (oito) reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (reatores UASB).

Com base na análise crítica do projeto básico da ETE Barbosa Lage, efetuada pela Engesolo (ENGESOLO, 2006), o projeto executivo previu algumas alterações no projeto dos reatores UASB, conforme a seguir:

- ✓ Divisão de cada reator em dois, ao longo de seu comprimento. Com isso, cada reator passou a ter 12,80 m de largura, por 24,00 m de comprimento;
- ✓ Reavaliação do projeto e das dimensões dos separadores trifásicos;
- ✓ Alteração do sistema de distribuição do esgoto afluente aos reatores e aumento do número de tubos de distribuição;
- ✓ Incorporação de amostradores de lodo ao longo da parede vertical dos reatores, a cada 50 cm, a partir do fundo e atingindo a parte inferior do defletor de gases;
- ✓ Aumento do número de tubulações de descarte de lodo, que passou de 2 para 4 pontos de descarte de lodo, por reator. Adicionalmente, foi também incorporado um ponto para descarte de lodo mais disperso localizado à meia altura do compartimento de digestão;
- ✓ Alteração do regime de funcionamento das linhas de lodo e de espuma, que passou a ser sob pressão, aproveitando a carga hidrostática disponível nos reatores UASB. Isso possibilitou a colocação de um poço de lodo antes do sistema de bombeamento que alimenta a centrífuga;
- ✓ Retirada dos queimadores de gases da laje de cobertura dos reatores e previsão de uma central

de queima de gases, com apenas dois queimadores.

3.4.2.2. Principais Vantagens e Desvantagens do Tratamento Anaeróbio de Esgotos

O tratamento anaeróbio de esgotos, por meio de reatores UASB, apresenta inúmeras vantagens em relação aos processos aeróbios convencionais, notadamente quando aplicado em locais de clima quente, como é o caso da maioria dos municípios brasileiros. Nessas situações, pode-se esperar um sistema com as seguintes características principais:

- ✓ Sistema compacto, com baixa demanda de área;
- ✓ Baixo custo de implantação e de operação;
- ✓ Baixa produção de lodo;
- ✓ Produção de gás metano;
- ✓ Satisfatória eficiência de remoção de DQO e de DBO;
- ✓ Produção de lodo excedente estabilizado e de elevada concentração;
- ✓ Boa desidratabilidade do lodo.

Embora os reatores UASB incluam amplas vantagens, principalmente no que diz respeito a requisitos de área, simplicidade e baixos custos de projeto, operação e manutenção, algumas desvantagens ainda são atribuídas aos mesmos:

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

Na presente situação, em que o esgoto é predominantemente doméstico, a presença de compostos de enxofre e de materiais tóxicos se apresenta em níveis muito baixos, sendo perfeitamente toleráveis pelo sistema de tratamento. Quando bem projetado, construído e operado, o sistema não deve apresentar problemas de mau cheiro e de falhas devido à presença de elementos tóxicos e/ou inibidores.

Quanto à partida do sistema, esta pode ser realmente lenta (4 a 6 meses), mas apenas em situações em que não são utilizados inóculos. Nos últimos anos, com a utilização de metodologias de partida

bem fundamentadas e com o estabelecimento de rotinas operacionais adequadas, significativos avanços foram conseguidos no sentido de diminuir o período de partida dos sistemas e de minimizar os problemas operacionais nessa fase. Em situações já relatadas (CHERNICHARO, 1997), quando foram utilizadas pequenas quantidades de inóculo (inferior a 4% do volume do reator), o período de partida foi reduzido a 2 ou 3 semanas. De qualquer forma, a qualidade da biomassa a ser desenvolvida no sistema dependerá de uma rotina operacional adequada e, por conseguinte, da estabilidade e da eficiência do processo de tratamento.

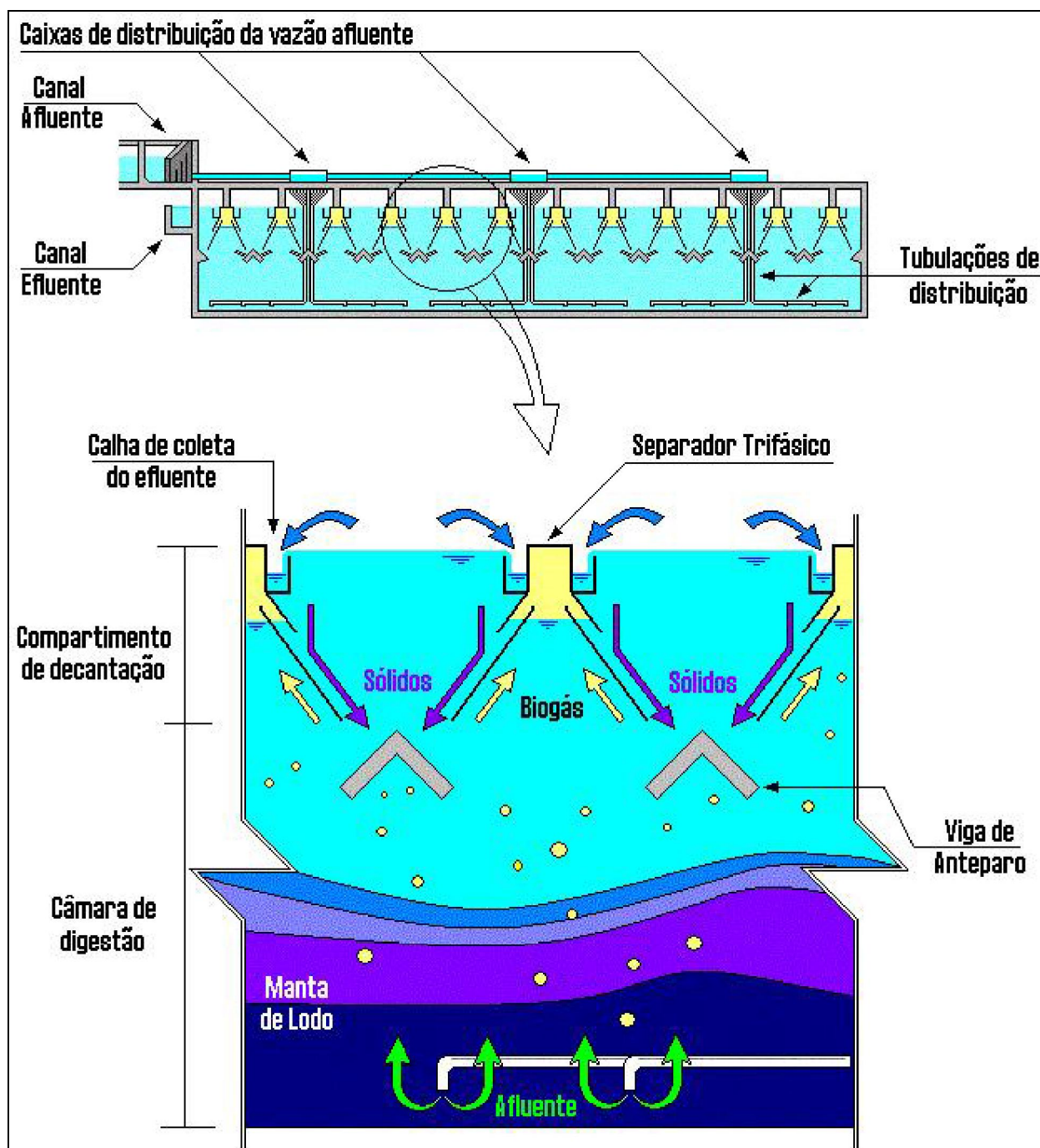
No que pesem as grandes vantagens dos sistemas anaeróbios, os mesmos têm dificuldades em produzir um efluente que atenda aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental. Tal aspecto ganha relevância na medida em que os órgãos ambientais estaduais têm intensificado a sua fiscalização e atuado efetivamente no licenciamento ambiental de novos empreendimentos no setor de saneamento. Todavia, no presente caso foi previsto o pós-tratamento dos efluentes dos reatores UASB pelo sistema de Lodos Ativados, o que deverá possibilitar o atendimento aos padrões ambientais.

3.4.2.3. Dinâmica de Funcionamento dos Reatores UASB

A representação esquemática da dinâmica de tratamento dos esgotos no interior de um reator UASB é mostrada na Figura 3.2 a seguir. Ao ingressarem no reator UASB, os sólidos biodegradáveis em suspensão ou dissolvidos na massa líquida passam a servir de substrato orgânico para a comunidade de microrganismos anaeróbios e/ou facultativos presentes. Os processos de bioestabilização da matéria orgânica decomponível ocorrem majoritariamente nas zonas mais profundas dos reatores correspondentes à câmara de digestão.

As câmaras de digestão são delimitadas superiormente por dispositivos de retenção de biomassa (manta de lodo em suspensão) e recolhimento do biogás produzido, denominados *separadores trifásicos ou coifas*.

Figura 3.2 - Representação da Dinâmica de Tratamento no Interior dos Reatores UASB.



Os sólidos eventualmente arrastados por correntes de fluxo ascendente de maior intensidade, desprendendo-se da manta de lodo em suspensão, poderão atingir as partes superiores do reator situadas entre as coifas, correspondentes aos *compartimentos de decantação*. Nestas regiões, devido à maior área superficial disponível para o escoamento do fluido, desenvolvem-se baixas taxas de aplicação superficial, o que propicia a sedimentação e retorno dos sólidos suspensos para a zona de

reação.

Por sua vez, as bolhas de gases produzidos durante o processo bioquímico de digestão anaeróbia da matéria orgânica, notadamente metano e dióxido de carbono, em sua trajetória ascendente e retilínea, são recolhidas diretamente nas aberturas inferiores das coifas ou desviadas para estas por meio de vigas-anteparo.

Os esgotos tratados nos reatores UASB são recolhidos na superfície livre da massa líquida, vertendo em calhas dispostas longitudinalmente junto às coifas (separadores trifásicos). As calhas de coleta conduzem o efluente tratado até canais de concreto, situados na face externa das paredes dos reatores.

3.4.2.4. Bases Conceituais para o Dimensionamento

O dimensionamento efetuado baseou-se no conhecimento mais recente disponível sobre os reatores UASB, advindo de pesquisas e trabalhos conjuntos com diversos especialistas do setor, em todo o Brasil, centralizado pelo PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico).

Para efeito de verificação das condições de funcionamento dos reatores UASB, considerou-se o retorno do lodo excedente produzido no sistema de lodos ativados, para adensamento e digestão nos reatores UASB.

O dimensionamento das unidades levou em consideração as vazões e cargas de DBO, DQO e SS dos seguintes retornos de líquidos: (a) lodo aeróbio excedente, retornado ao reator UASB; (b) líquido drenado da desidratação, retornado ao reator UASB. A influência destas cargas foi computada através de processo iterativo, no qual, após se ter atingido a convergência, o balanço de massa está fechado.

3.4.2.5. Resultados do Dimensionamento

Modulação dos Reatores UASB

No projeto atual, previu-se a construção de 8 reatores UASB, a serem implantados segundo a seguinte modulação:

- ✓ 1ª Etapa: Construção inicial de 4 reatores UASB;
- ✓ 2ª Etapa: Construção complementar de mais 2 reatores UASB, efetuando-se a operação total de 6 reatores;
- ✓ 3ª Etapa: Construção complementar de mais 2 reatores UASB, efetuando-se a operação total de 8 reatores (condição operacional de final de plano).

Embora o projeto tenha previsto esta flexibilidade de implantação e de operação em 3 etapas, é possível a implantação dos reatores com modulações diferentes, desde que se considere a implantação de número par de reatores. Isso porque os reatores UASB foram agrupados dois-a-dois, sendo cada reator separado do outro reator contíguo por uma parede divisória única, constituindo-se volumes de reação e decantação independentes.

Quadro 3.4 - Resumo das Principais Características e Dimensões Resultantes do Dimensionamento dos Reatores UASB

Dimensões / Características	Valor
Número total de reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Bed)	08
Largura de cada reator	12,80 m
Comprimento dos reatores	24,00 m
Área de cada reator	307,20 m ²
Altura total dos reatores	5,25 m
Altura útil dos reatores	5,10 m
Volume útil de cada reator	1.443,80 m ³

Cada reator UASB comportará 08 dispositivos de separação de fases (separadores trifásicos ou coifas), igualmente espaçados e dispostos transversalmente à maior dimensão dos módulos.

Distribuição da Vazão Afluente

A distribuição da vazão afluyente aos reatores UASB dar-se-á em escoamento forçado, por meio de tubulações interligadas por comportas de controle de nível. Então, ao atingir os reatores, o esgoto sanitário afluyente será conduzido sob pressão até a zona profunda da câmara de digestão dos reatores, por meio de dispositivos de distribuição de fluxo.

A distribuição adequada e eqüitativa do afluyente é um aspecto relevante na operação de reatores UASB, sendo essencial para garantir um melhor regime de mistura e a diminuição da ocorrência de zonas mortas no leito de lodo. O Quadro 3.5 seguinte mostra as principais características e dimensões desses dispositivos.

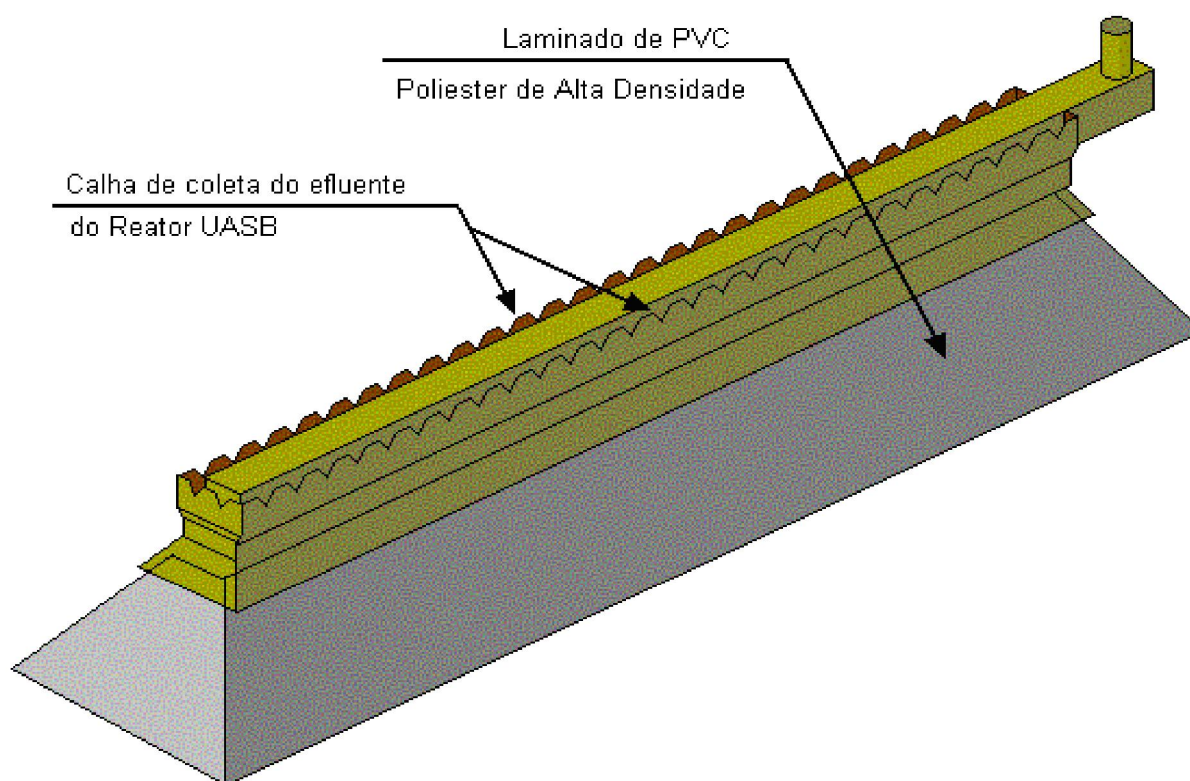
Quadro 3.5 - Resumo das principais características e dimensões dos dispositivos de distribuição do fluxo de esgotos nos reatores UASB

Dimensões / Características	Valor
Geometria das caixas de distribuição	Circular
Número de caixas de distribuição por reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Bed)	08
Número de tubos distribuidores por caixa	16
Diâmetro dos tubos distribuidores	75 mm
Número total de tubos distribuidores por reator	128
Área de influência de cada tubo distribuidor	2,40 m ²

Separadores Trifásicos

Os separadores trifásicos foram projetados de forma inovadora, incorporando materiais mais baratos (lonas plásticas) e dispositivos que facilitam a remoção da espuma que vier a se acumular no interior dos coletores de gases, conforme ilustrado na figura a seguir.

Figura 3.3 - Desenho Esquemático dos Separadores Trifásicos



Quadro 3.6 - Resumo das Principais Características e Dimensões dos Separadores Trifásicos (coifas) dos Reatores UASB

Dimensões / Características	Valor
Número de separadores trifásicos por reator UASB (Upflow Anaerobic Sludge Bed)	08
Inclinação das paredes das coifas	59°
Largura na parte superior das coifas	0,50 m
Largura na parte inferior das coifas	2,20 m
Largura das aberturas simples (junto às paredes do reator)	0,40 m
Largura das aberturas duplas (entre coifas)	0,80 m

Compartimentos de Decantação

Os compartimentos de decantação constituem a última etapa do tratamento em reatores UASB, ficando localizados externamente às paredes dos separadores trifásicos (coifas). São dispositivos essenciais ao bom funcionamento do reator, uma vez que devem propiciar o retorno do lodo ao compartimento de digestão, de forma a garantir uma elevada idade do lodo no sistema e o baixo teor de sólidos no efluente final. O Quadro 3.7 seguinte mostra as principais características e dimensões

dos compartimentos de decantação.

Quadro 3.7 - Resumo das Principais Características e Dimensões dos Compartimentos de Decantação dos Reatores UASB

Dimensões / Características	Valor
Largura útil de cada decantador (entre coifas)	2,10 m
Profundidades da seção retangular do decantador (parede reta)	0,80 m
Profundidades da seção retangular do decantador (parede inclinada)	1,10 m
Profundidade total do decantador	1,90 m
Inclinação das paredes dos decantadores	59°
Volume total de decantação por reator	290,3 m ³

Recolhimento e Transporte dos Efluentes dos Reatores Anaeróbios

O efluente dos reatores UASB seguirá para o pós-tratamento no sistema de lodos ativados.

3.4.2.6. Resumo das Verificações Hidráulicas nos Reatores Anaeróbios

Quadro 3.8 - Verificação dos Tempos de Detenção Hidráulica nos Reatores UASB

Condição Operacional	TDH (h)	V _{ASCENS.} (m/h)	V _{ABERT.} (m/h)	TAS (m ³ /m ² .d)	TDH _{DEC} (h)
Vazão Média Total ⁽¹⁾	8,27	0,57	1,92	-	-
Vazão Máxima Diária Total ⁽²⁾	7,23	0,65	2,20	22,30	1,50
Vazão Máxima Horária Total ⁽³⁾	5,38	0,87	2,95	29,90	1,10

Legenda:

TDH – tempo de detenção hidráulica no reator; V_{ASCENS.} – velocidade ascensional no compartimento de digestão; V_{ABERT.} – velocidade através das aberturas para os decantadores; TAS – taxa de aplicação superficial nos decantadores; TDH_{DEC} – tempo de detenção hidráulica nos decantadores;

(1) Vazão média correspondente à soma das vazões doméstica média, infiltração, industrial e lodo excedente do sistema de lodos ativados;

(2) Vazão máxima correspondente à soma das vazões doméstica máxima diária, infiltração, industrial e lodo excedente do sistema de lodos ativados;

(3) Vazão máxima correspondente à soma das vazões doméstica máxima horária, infiltração, industrial e lodo excedente do sistema de lodos ativados.

3.4.2.7. Resumo Produção de Gases nos Reatores Anaeróbios

ENGESOLO ENGENHARIA LTDA.

Rua Alcobaça, 1.210 - Bairro São Francisco - CEP: 31.255-210
Belo Horizonte-MG - Tel.: (31) 2103-4300 - Fax.: (31) 2103-4399
E-mail: engesolo@engesolo.com.br - www.engesolo.com.br

SA-PR170/05-RE-47-005-A

Quadro 3.9 - Estimativa da Produção de Metano e Biogás nos Reatores UASB

Modulação	Produção Teórica de Metano ⁽¹⁾ (Nm ³ CH ₄ /d)	Produção Esperada de Metano ⁽²⁾ (Nm ³ CH ₄ /d)	Produção Teórica de Biogás ⁽³⁾ (Nm ³ biogás/d)
25%	1.119,70	783,80	1.045,10
50%	2.239,50	1.567,60	2.090,20
75%	3.359,20	2.351,40	3.195,30
100%	4.479,00	3.135,30	4.180,40

Legenda:

- (1) Produção teórica de metano, considerando-se a carga orgânica contida no lodo excedente do sistema de lodos ativados, retornado para adensamento e digestão nos reatores UASB;
- (2) Produção esperada de metano, considerando-se 30% de perdas por vazamentos e no efluente líquido;
- (3) Produção esperada de biogás, considerando-se 75% de metano no biogás.

3.4.2.8. Resumo Produção de Sólidos nos Reatores Anaeróbios

Quadro 3.10 - Estimativa da Produção de Sólidos nos Reatores UASB

Modulação	Massa de Lodo ⁽¹⁾ (kg/d)	Volume de Lodo ⁽²⁾ (m ³ /d)
25%	1.536,70	50,20
50%	3.073,30	100,40
75%	4.610,00	150,70
100%	6.146,70	200,90

Legenda:

- (1) Massa de lodo, considerando-se a carga orgânica contida no lodo excedente do sistema de lodos ativados, retornado para adensamento e digestão nos reatores UASB;
- (2) Volume de lodo, considerando uma concentração igual a 3% e peso específico igual a 1.020 kg/m³.

A seguir no Anexo 3.5.2 deste relatório serão apresentadas as planilhas eletrônicas de dimensionamento dos Reatores UASB.

3.4.3. Lodos Ativados

Para a parte do tratamento da ETE Barbosa Lage referente aos Lodos Ativados foi feita, no “Relatório de Avaliação e Adequação do Projeto Básico da ETE Barbosa Lage”, uma verificação no dimensionamento da empresa MKM Engenharia Ambiental. O resultado será aplicado ao projeto, sem alterações significativas, a menos da avaliação da quantidade de lodo produzido no processo.

Assim, de forma complementar, serão transcritas nesta memória as decisões propostas naquele

relatório e aceitas pela CESAMA.

Efetuuou-se todo o dimensionamento da etapa de lodos ativados (tanque de aeração e decantador secundário), segundo modelo descrito em von Sperling (2002). Este modelo foi o mesmo usado pela CESAMA no projeto original da ETE Barbosa Lage. O dimensionamento é apresentado no Anexo 5.5.3 deste relatório. A 1ª coluna de dados refere-se à verificação do projeto da MKM Engenharia Ambiental, segundo as mesmas condições assumidas, mas com eventuais valores de coeficientes e taxas um pouco diferentes, adequando-se dentro dos valores citados na referência von Sperling (2002). De maneira geral, os valores calculados pela MKM se aproximaram dos obtidos no presente estudo, a menos de alguns específicos, discutidos nos itens seguintes.

Nesta mesma planilha constante do Anexo 3.5.3, a 2ª coluna de dados diz respeito à verificação da possibilidade da estação operar com um tanque de aeração apenas (tanque existente), ao invés de dois tanques, tal como proposto no projeto da MKM (um tanque existente e um tanque novo). Este ponto encontra-se discutido no item 3.4.3.1 deste relatório.

O fluxograma e balanço de massas resultantes de ambos os dimensionamentos estão apresentados no Anexo 3.5.3, onde podem ser vistas as principais vazões e concentrações ao longo do sistema.

3.4.3.1. Número e Volumes dos Tanques de Aeração

Atualmente, a ETE Barbosa Lage conta com um tanque de aeração. A proposta da MKM é de se construir um novo tanque, com volume e dimensões iguais ao existente.

A MKM Engenharia Ambiental adota um valor para a idade do lodo de 7 dias e uma concentração de SSVTA de 2.013 mg/l. Com estes valores, ela chega a um volume total requerido de 6.732 m³ (para os dois tanques). No entanto, com a proposta de se construir um novo tanque de volume igual ao existente (4.291 m³), ter-se-ia um volume total de 8.582 m³, superior ao requerido. Ora, nestas condições, a idade do lodo efetiva passa a ser maior, da ordem de 9,9 dias. Com esta idade do lodo, não se terá um aumento substancial na remoção de matéria orgânica, mas é possível que se tenha nitrificação (conversão da amônia a nitrato), com decorrente consumo de oxigênio. Para que se tivesse uma idade do lodo de 7 dias, com os dois tanques de aeração funcionando, a concentração de SSVTA necessitaria ser mais baixa (1.550 mg/l).

O presente estudo analisa a alternativa de se trabalhar com idades do lodo mais baixas, de forma a reduzir a nitrificação (a qual ainda poderá ocorrer, de forma parcial, durante o horizonte de projeto). Caso se trabalhe apenas com o atual tanque de aeração existente (sem expansão com o novo tanque), a idade do lodo será menor, mas mesmo assim suficiente para uma elevada remoção da DBO. O Quadro 3.11 seguinte apresenta uma comparação entre os dimensionamentos da MKM (dois tanques) e da Engesolo (um tanque).

Quadro 3.11 - Comparação entre os Dimensionamentos das Empresas MKM Engenharia Ambiental e Engesolo Engenharia para o Tanque de Aeração

Item	Dimensionamento MKM	Dimensionamento ENGESOLO
Número de tanques de aeração	02	01
Volume total de tanques (m ³)	8.582	4.291
Idade do lodo proposta (d)	07	04
Idade do lodo resultante (d)	9,9	3,9
Concentração de SSVTA (mg/l)	2.013	2.100
Projeto considerou nitrificação?	Não	Sim
Nitrificação deverá ocorrer?	Sim	Parcial

A proposta do presente projeto é de que não **seja construído o segundo tanque de aeração** neste momento. Deverá ser mantida a área reservada para o mesmo, bem como se permitir futuras interligações, caso o tanque venha ser construído posteriormente. No entanto, o adiamento será, naturalmente, motivo de grande economia inicial. A CESAMA deverá acompanhar a evolução da carga afluente ao longo do tempo, bem como o desempenho da estação e, no futuro, tendo por base a real operação, decidir sobre a eventual expansão com o novo tanque de aeração. No entanto, ressalte-se que os presentes cálculos foram efetuados para o ano de 2024, mas é sempre aconselhável trabalhar-se com a realidade da estação do que com dados calculados.

3.4.3.2. Nitrificação

Conforme comentado, o projeto da MKM Engenharia Ambiental assumiu que não ocorreria nitrificação, baseando-se na idade do lodo de 7 dias, assumida para o projeto. No entanto, viu-se que, com os dois tanques de aeração e com a concentração adotada de SSVTA (2.013 mg/l), a idade do lodo resultante será maior (10 dias).

Ainda que se reconheça que a nitrificação de efluentes de reatores anaeróbios é mais difícil, talvez devido à toxicidade pelos sulfetos, com este valor de 10 dias, é bastante provável que se tenha uma nitrificação expressiva no tanque de aeração. Nestas condições, têm-se os seguintes aspectos:

- ✓ A nitrificação conduz ao consumo de oxigênio, o qual deverá ser considerado no cômputo da demanda total de oxigênio (ver Item 3.4.3.3);
- ✓ Os nitratos formados no tanque de aeração poderão ser convertidos a nitrogênio gasoso, nas condições anóxicas prevalecentes no decantador secundário. As bolhas de N₂ formadas poderão arrastar lodo para a superfície, deteriorando a qualidade do efluente;
- ✓ Com uma nitrificação expressiva, é possível se cumprir com o padrão de lançamento para amônia (20 mg/l), expresso na Resolução CONAMA 357/05. No entanto, deve-se destacar que este padrão é, de maneira geral, de difícil cumprimento, uma vez que a maior parte dos processos de tratamento de esgotos empregados em nosso meio não propicia a remoção da amônia.

Caso a manutenção da nitrificação seja de grande importância para a CESAMA, pode-se trabalhar com o conceito de dois tanques de aeração. No entanto, seria aconselhável proverem-se meios para se atingir a desnitrificação em uma zona anóxica fora do decantador secundário. Como parte do presente estudo, a Engesolo chegou a fazer cálculos para o reator biológico (dois tanques em série) composto de zona anóxica (com misturadores), zona aeróbia e recirculação interna dos nitratos (cerca de 300% da vazão afluente). Entretanto, esta abordagem traria um considerável incremento na complexidade da estação e necessidade de adaptação do tanque existente. Mais uma vez, esta pode ser uma opção futura da CESAMA, e não uma necessidade para o momento.

Com relação ao atendimento à legislação (Resolução CONAMA 357/05), com a alternativa de manutenção apenas do tanque de aeração existente, o padrão de lançamento de 20 mg/l de amônia poderá ser cumprido em determinadas condições operacionais favoráveis, mas poderá ser descumprido em outras. No entanto, o mais importante é o atendimento ao corpo d'água receptor. Nestas condições, para um corpo de água Classe 2, o valor limite para amônia é de 3,7 mg/l (com pH inferior a 7,5). Ora, como o Rio Paraibuna possui uma grande capacidade de diluição (vazão no período seco em torno de 6 m³/s) e, acredita-se, possui baixos teores de amônia a montante do lançamento, deverá ser alcançado ao atendimento ao padrão do corpo d'água, mesmo com baixas

eficiências de remoção de amônia. A Resolução CONAMA 357/05 permite ao atendimento aos padrões do corpo d'água de forma escalonada, segundo o conceito de metas progressivas. Desta forma, ainda uma outra possibilidade, seria a CESAMA ter como meta inicial o atendimento à legislação nos quesitos de matéria orgânica e sólidos em suspensão, e deixar para uma etapa posterior (negociada com o órgão ambiental), o atendimento ao padrão de amônia. Mas, mesmo esta providência pode ser deixada para o futuro, caso se observe que o padrão de amônia não está sendo cumprido de forma consistente, lembrando-se ainda que os cálculos foram efetuados para o ano 2024.

3.4.3.3. Consumo de Oxigênio

O sistema de aeração atualmente adotado, e também previsto para o futuro, é por ar difuso.

Pelo dimensionamento da MKM, o fornecimento de oxigênio deverá ter a capacidade total (dois tanques) de 11.600 kgO₂/d. Pelos cálculos da Engesolo, os quais incluem o consumo de oxigênio para a nitrificação, o consumo no campo deverá ser de 10.206 kgO₂/d (20.445 kgO₂/d em condições padrão).

Caso se trabalhe apenas com um tanque de aeração, condições estas que permitirão uma nitrificação apenas parcial, devido à baixa idade do lodo, o consumo de oxigênio será menor (**7.680 kgO₂/d no campo e 15.384 kgO₂/d em condições padrão**). Nesta situação, a vazão de ar deverá ser em torno de 129 m³/min. Propõe-se, portanto, a adoção destes valores na presente etapa. **A capacidade instalada atualmente deverá ser considerada para se atingir este valor, mas a expansão poderá ser no futuro, em função da evolução da carga afluente de DBO e da conseqüente demanda de oxigênio.**

3.4.3.4. Produção de Lodo

A produção de lodo estimada pela MKM para a etapa de lodos ativados é de 1.774 kgSS/d, os quais são dirigidos ao reator UASB, onde sofrerão adensamento e digestão. A produção total de lodo (anaeróbio + aeróbio), retirada do reator UASB e enviada para a desidratação é de 2.351 kgSS/d.

Pelos cálculos efetuados no presente estudo, a produção de lodo excedente aeróbio seria maior (2.819 kgSS/d), o que resultaria numa maior carga de sólidos retirados do reator UASB e enviados

para desidratação (5.614 kgSS/d)

Caso se adote apenas um tanque de aeração, os valores não serão muito diferentes (lodo aeróbio: 3.193 kgSS/d; lodo combinado retirado do reator UASB: **5.973 kgSS/d**). Assumindo-se uma concentração de 3,0% do lodo retirado do reator UASB, a vazão de lodo dirigido à centrífuga é de **195 m³/d**. A capacidade da centrífuga é de 12 m³/h, o que resultaria, nestas condições, numa operação de $195/12 = 16$ horas por dia (dois turnos por dia). Este valor está ainda aceitável, dado o porte da ETE, mas a CESAMA poderá optar por dobrar a capacidade instalada das centrífugas, de forma a trabalhar apenas 8 h/d. De qualquer forma, este é o valor estimado para o ano de 2024 e, naturalmente, a produção de lodo atual partirá de um valor mais baixo, aumentando até atingir estes valores. Assim, até se atingir o ano de 2024, o número de horas de operação da centrífuga será menor, e proporcional à carga de DBO afluente. Ver o item 4.6 acerca de considerações adicionais relativas à operação da centrífuga.

O descarte do lodo excedente aeróbio é previsto pela MKM Engenharia Ambiental para ser feito diretamente do tanque de aeração. Apesar de esta alternativa resultar em maiores vazões de descarte, comparada com a opção de se retirar o lodo excedente da linha de retorno de lodo (mais concentrado), a estratégia proposta está simples e, de qualquer forma, a vazão é bem pequena (cerca de apenas 4% da vazão afluente). Este lodo será descartado 24 horas/dia, com controle por meio de vertedor triangular de altura variável. O lodo descartado será encaminhado para a elevatória de descarte de lodo (EDL), a qual recalca o descarte para a entrada do tratamento preliminar. Como a produção de lodo aeróbio segundo os cálculos do presente estudo é maior do que a previsão da MKM, a vazão de lodo excedente aeróbio a ser dirigida à EDL é estimada em **1.198 m³/d** (opção de se operar com um tanque de aeração), superior ao valor estimado pela MKM (661 m³/d). A elevatória EDL será dimensionada para recalcar a maior vazão prevista.

3.4.3.5. Decantador Secundário

O decantador secundário existente possui uma área superficial de 660 m², com diâmetro de 29,0 m e altura útil da parede lateral de 3,2 m. A MKM propôs a construção de um novo decantador secundário, com área de 962 m², diâmetro de 35,0 m e altura útil da parede lateral de 4,1 m. Com este novo tanque, a área disponível para sedimentação será de 1.622 m², o que resulta em uma taxa de aplicação hidráulica de 0,84 m³/m². h (20 m³/m².d) e uma taxa de aplicação de sólidos de

3,8 kgSS/m².h (92 kgSS/m².d).

A Engesolo concorda com a proposição da MKM de se construir um novo decantador, com maiores dimensões do que o existente. As taxas de aplicação resultantes estão satisfatórias.

Caso seja adotada a proposta de um tanque de aeração, e se opere com os valores de SSTA adotados no presente estudo, as taxas de aplicação resultantes serão bem próximas às do dimensionamento da MKM: taxa de aplicação hidráulica de 0,88 m³/m².h (21 m³/m².d) e taxa de aplicação de sólidos de 4,0 kgSS/m².h (97 kgSS/m².d). Estes valores são também satisfatórios.

Naturalmente que a operação poderá ajustar os valores de SSTA, o que modificará a taxa de aplicação de sólidos. Ademais, estes valores são para final de plano (ano 2024), e as taxas hidráulicas e de sólidos irão crescendo ao longo dos anos, até atingirem valores próximos aos adotados no dimensionamento.

A implantação do decantador secundário poderá ser em uma etapa posterior. A capacidade do decantador existente corresponde a 40% da capacidade de final de plano (com os dois decantadores em operação). Desta forma, sua implantação poderá ser postergada, até que se verifique a real necessidade, em função do efetivo aumento da vazão afluyente à estação (quando da implantação da 2ª etapa dos reatores UASB - 75% da vazão afluyente).

3.4.3.6. Outros Itens da Etapa de Lodos Ativados

O projeto da MKM não previu by-pass de esgoto bruto ao reator UASB, como forma de fornecer maior quantidade de carbono orgânico à biomassa no tanque de aeração. Como não está sendo prevista desnitrificação (zona anóxica) no tanque de aeração, e considerando que este fornecimento de carbono orgânico é importante, principalmente, para as bactérias desnitrificantes, o presente estudo mantém a proposição de não se incluir, no momento, by-pass do reator UASB. No futuro, caso se deseje construir o novo tanque de aeração, e incluir zona anóxica, poderá ser analisada a possibilidade de se by-passar temporariamente até 20% da vazão de esgoto bruto, após o tratamento preliminar, diretamente para o tanque de aeração.

A razão de recirculação de lodo ($R=Q_r/Q$) proposta pela MKM ($R_{\min} = 0,50$; $R_{\text{méd}} = 0,75$; $R_{\max} = 1,0$) poderá ser mantida. Assim, as vazões de recirculação propostas podem ser adotadas no projeto

executivo. Uma nova elevatória de retorno de lodo dos decantadores secundários será prevista reunindo os lodos dos dois decantadores e implantada em etapas conforme as vazões afluentes.

3.4.4. Tratamento da Fase Sólida

3.4.4.1. Preliminares

A desidratação do lodo produzido na estação será feita por meio de centrífugas. O lodo já estabilizado proveniente dos reatores UASB, após desidratado em centrífugas, com teor de sólidos em torno de 22%, será encaminhado, conjuntamente com material gradeado e areias, para o Aterro Sanitário de Juiz de Fora.

Com base na análise crítica do projeto básico da ETE Barbosa Lage, efetuada pela Engesolo (ENGESOLO, 2006), o projeto executivo previu a reformulação completa do sistema de desidratação do lodo produzido na estação de tratamento, incorporando as seguintes alterações:

- ✓ Utilização do digestor aeróbio (existente), com volume útil de 504 m³, como poço de acumulação do lodo de descarte dos reatores UASB e de alimentação da centrífuga;
- ✓ Re-posicionamento da central de desaguamento para local mais próximo do poço de lodo (digestor aeróbio existente) e da elevatória de alimentação da centrífuga;
- ✓ Utilização da elevatória de descarte do lodo aeróbio excedente (EDL) para efetuar o recalque do centrado para o reator UASB, em substituição à linha de retorno para o tanque de equalização, que será desativado;
- ✓ Revisão de todo o sistema de bombeamento e acumulação de lodo e de dosagem de polímeros.

3.4.4.2. Remoção de Lodo dos Reatores UASB

Lodo para Desaguamento

O lodo dos reatores UASB será removido através de tubulação de diâmetro 150 mm, por carga hidráulica, e enviado diretamente para o poço de lodo de alimentação da unidade de desaguamento, através de uma tubulação com diâmetros de 150 e 200 mm. Para o poço de lodo será aproveitado o digestor aeróbio, existente.

Para efeito de dimensionamento da unidade de desaguamento, foi considerado o teor médio de sólidos no lodo removido dos reatores UASB igual a 3%, com massa específica de 1.020 kg/m^3 . Ressalta-se que a concentração média do lodo a ser enviado para desaguamento dependerá, essencialmente, da rotina de descarte a ser adotada, que será função das quantidades de lodo que serão removidas de cada altura do reator.

As estimativas de quantidades e volumes médios de lodo removidas dos reatores UASB para desaguamento são mostradas na Quadro 3.12 a seguir.

Quadro 3.12 - Lodo para Desaguamento

Parâmetro	Modulação			
	25%	50%	75%	100%
Massa de lodo a ser enviada para desaguamento (kgSS/d)	1.536,70	3.073,30	4.610,00	6.146,70
Volume de lodo enviado para desaguamento (m^3/d)	50,20	100,40	150,70	200,90

3.4.4.3. Tanques de Lodo para Desaguamento

Como solução para o tratamento da fase sólida, será utilizado um tanque de recebimento de lodo, que também poderá ter um efeito adensador e que servirá como poço de sucção para o bombeamento do lodo para os equipamentos de desaguamento mecânico do lodo, permitindo a alimentação do equipamento com lodo de qualidade homogênea durante o período de utilização do lodo desse tanque. Para tanto, foi previsto o aproveitamento do digestor aeróbio existente na ETE Barbosa Lage atual, para essa finalidade. O desnível existente entre o nível operacional dos reatores UASB e o nível operacional máximo do digestor aeróbio é da ordem de 4,00 m, possibilitando que este tanque existente possa ser aproveitado como poço de lodo para um volume de até 500 m^3 , aproximadamente. Como a produção diária de lodo, em final de plano, é estimada em cerca de $200 \text{ m}^3/\text{d}$ (ver Quadro 3.12), verifica-se que o poço de lodo terá capacidade para retenção de todo o lodo produzido na ETE por cerca de 2,5 dias [$(500 \text{ m}^3) / (200 \text{ m}^3/\text{d})$]. Apesar deste volume do poço de lodo garantir uma elevada flexibilidade operacional à estação, a previsão é de que a retenção de lodo no poço seja de apenas 24 horas, ou seja, equivalente à produção de lodo de um dia.

O lodo, especialmente quando proveniente dos reatores UASB, poderá ficar em repouso por várias horas e se, por algum motivo, tiver teor de sólidos baixo, sofrer um adensamento, com o

sobrenadante sendo descarregado através de válvulas colocadas a diferentes alturas do tanque. Neste caso, estima-se que o lodo dos reatores UASB fique com teor de sólidos sempre superior a ~ 3%, para o desaguamento.

Para se ter um lodo mais homogêneo para desaguamento, o tanque de lodo será equipado com um misturador lento de 400 rpm tipo palheta instalado no vão mais profundo do tanque de lodo.

3.4.4.4. Desaguamento do Lodo

Equipamento de Desaguamento

O desaguamento do lodo deverá ser de modo a resultar em uma torta de “lodo seco” com teor de sólidos mínimo de 22%. No projeto, foi considerado o aproveitamento dos decanters centrífugos existentes na ETE. Para atender ao final de plano (ver Quadro 3.12), serão utilizados dois decanters centrífugos, com capacidade de cerca de 370 kgSS/hora ou 12 m³/h. Com duas unidades implantadas, será possível a operação do desaguamento do lodo, em final de plano, durante cerca de 8,4 horas/dia ou, alternativamente, com apenas uma unidade, durante 16,8 horas/dia. Já em início de plano, considerando a modulação de 50% da ETE, poder-se-á trabalhar com apenas um decanter centrífugo, operando durante 8,4 horas/dia.

O equipamento para desaguamento deverá produzir uma “torta seca” com pelo menos 22% de teor de sólidos e centrado com baixa concentração de sólidos (captura de sólidos de cerca de 85%).

Alimentação dos Decanters Centrífugos

As bombas de alimentação dos decanters centrífugos serão bombas rotativas de deslocamento positivo com capacidade para 12 a 15 m³/h, para lodo com teor de sólidos de até 5%. Será utilizada uma bomba para cada decanter centrífugo, mais uma unidade para rodízio e reserva, com flexibilidade operacional.

Necessidade de Polieletrólito

A necessidade de polieletrólito para desaguamento de lodo estabilizado anaerobiamente varia usualmente entre 4 e 8 kg de polieletrólito/tonelada de sólidos (peso seco). O sistema de dosagem de polieletrólito deverá ter capacidade de aplicar até 8 kg de polieletrólito por tonelada de sólidos. As quantidades de polieletrólito necessárias para o desaguamento do lodo são estimadas conforme Quadro 3.13 seguinte, para uma necessidade média de 6 kg de polieletrólito por 1000 kg de sólidos.

Quadro 3.13 - Estimativa de Consumo de Polieletrólito para Desaguamento do Lodo

Parâmetro	Modulação			
	25%	50%	75%	100%
Massa de lodo a ser enviada para desaguamento (kgSS/d)	1.536,70	3.073,30	4.610,00	6.146,70
Consumo Específico de Polieletrólito (kg/tonelada SS)	6,00	6,00	6,00	6,00
Necessidade de Polieletrólito (kg/d)	9,20	18,40	27,70	36,90

Aplicação de Polieletrólito

O polieletrólito será dosado próximo à entrada do decanter centrífugo, através de equipamento automatizado em um misturador apropriado para promover a mistura do polieletrólito com o lodo. Para uma aplicação máxima de lodo em cada decanter centrífugo de 400 kgSS/h e dosagem máxima de polieletrólito de 10 kg/tonelada SS, tem-se a taxa de aplicação de $(10 \times 400/1000) = 4,0$ kg polieletrólito/hora = 33,60 kg/d.

Produção de Lodo Desaguado

A recuperação de sólidos nas centrífugas foi estimada em 85% e o lodo desaguado deverá apresentar teor de sólidos de pelo menos 22% com massa específica em torno de 1.100 kg/m^3 . Com base nesses critérios e nas massas de lodo enviadas para desaguamento (ver Quadro 3.13) pode-se estimar a produção de lodo desaguado, conforme apresentado no Quadro 3.14 seguinte.

Quadro 3.14 - Estimativa de Produção de Lodo Desaguado

Parâmetro	Modulação			
	25%	50%	75%	100%
Taxa de recuperação de sólidos (%)	85	85	85	85
Massa específica do lodo seco (kgSS/m ³)	1.100	1.100	1.100	1.100
Teor de sólidos na torta de lodo seco (%)	22	22	22	22
Quantidade de lodo seco produzido (kgSS/d)	1.306,2	2.612,3	3.918,5	5.224,7
Volume de lodo seco produzido (m ³ /d)	5,4	10,8	16,2	21,6

Vazão da Solução

A cada dia, será preparado um tanque de solução a 0,30 g/100 ml. Assim, o volume de solução será de:

- $\text{Volume} = (33.600 \text{ g} \times 100 \text{ ml}) \times 1 / 0,30 \text{ g} = 11.200 \text{ litros de solução, para cada período de 8,4 horas, o volume será de 3.920 litros.}$

A vazão de solução será:

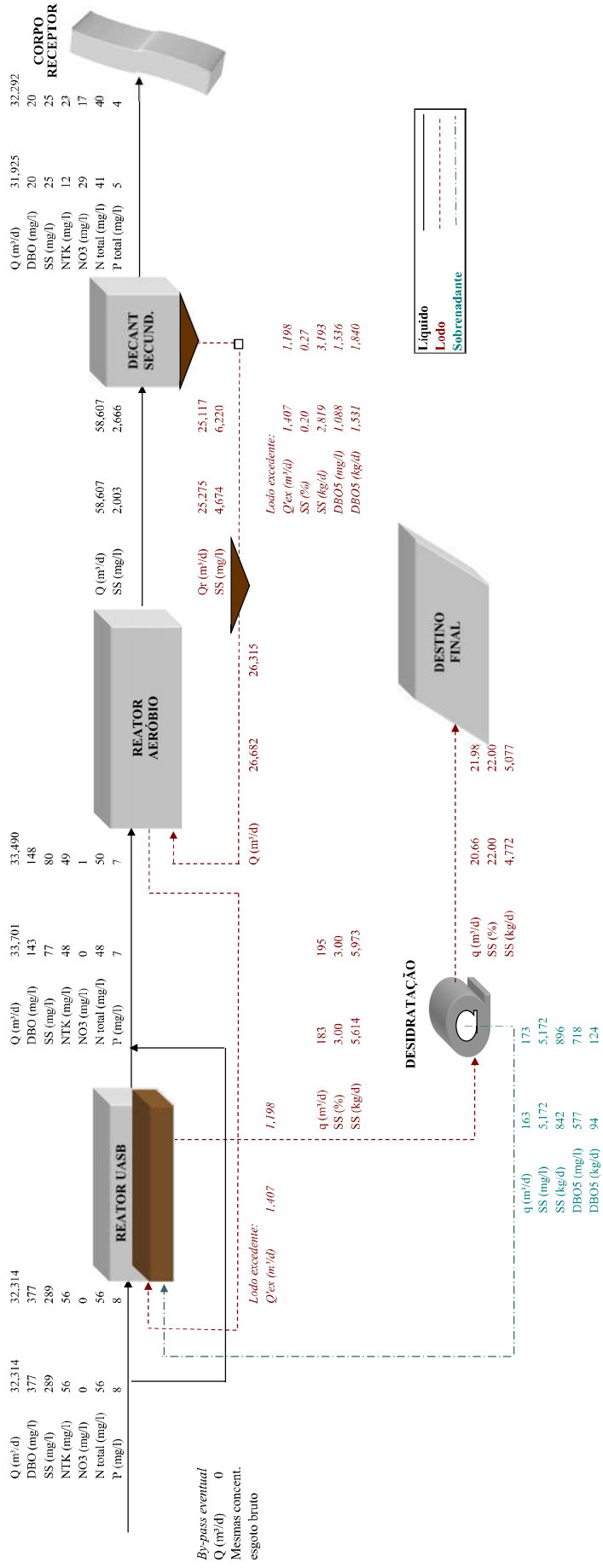
- $\text{Vazão} = 3.920 \text{ litros} / 8,4 \text{ horas} = 467 \text{ l/h.}$

Será adotada uma bomba dosadora tipo helicoidal para recalcar a solução preparada até o ponto de mistura, linha de recalque de lodo, com o lodo homogeneizado. Daí, será enviado à centrífuga, para o processo de formação da torta.

3.5. ANEXOS

3.5.1. Fluxograma (Balanço de Massa)

Apresentam-se a seguir o Fluxograma e Balanço de Massa do Sistema UASB – Lodos Ativados para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.



By-pass eventual
Q (m³/d) 0
Mesmas concent.
esgoto bruto

3.5.2. Dimensionamento do Reator UASB

Apresentam-se a seguir as planilhas com as memórias de cálculo de dimensionamento do Reator UASB para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

ETE BARBOSA LAGE - JUIZ DE FORA

Dimensionamento dos Reatores UASB

DADOS GERAIS DE ENTRADA					
Variável	Discriminação	(unidade)	Valores assumidos/resultados de cálculos		
			Modulação		
			0.25	0.50	0.75 1.00
P	População contribuinte	(hab)	51,965	103,930	155,895 207,860
QPC-dbo	Contribuição percapita de DBO	(g/hab.d)	48	48	48
QPC-dqo	Contribuição percapita de DQO	(g/hab.d)	80	80	80
Rel-dqo/dbo-af1	Relação DQO/DBO no esgoto afluente ao reator UASB	-	1.67	1.67	1.67
Rel-dqo/dbo-af1	Relação DQO/DBO no esgoto afluente ao reator UASB	-	2.32	2.32	2.32
Inc-ind	Incremento de carga orgânica industrial	(%)	22	22	22

Valores assumidos/resultados de cálculos					
Variável	Discriminação	(unidade)	Modulação		
			0.25	0.50	0.75 1.00
Qmín-dom	Vazão doméstica mínima	(l/s)	228.6	272.2	278.5 362.1
Qméd1-dom	Vazão doméstica média - sem k1	(l/s)	457.3	544.4	557.0 724.2
Qméd2-dom	Vazão doméstica média - com k1	(l/s)	548.7	653.3	668.4 869.0
Qmáx-dom	Vazão doméstica máxima - com k1 e k2	(l/s)	823.1	979.9	1,002.6 1,303.5
Qméd1	Vazão média - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	93.5	187.0	280.5 374.0
Qméd2	Vazão média - com k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	107.5	215.1	322.6 430.1
Qmáx	Vazão máxima - com k1 x k2 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	145.5	291.0	436.5 582.0
Qlodo	Vazão do lodo aeróbio de retorno	(l/s)	3.5	6.9	10.4 13.9
Qméd1-tot	Vazão média total - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	97.0	193.9	290.9 387.9
Qméd2-tot	Vazão média total - com k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	111.0	222.0	333.0 444.0
Qmáx-tot	Vazão máxima total - com k1 e k2 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	149.0	297.9	446.9 595.9
Qméd1	Vazão média - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	336.6	673.2	1,009.8 1,346.4
Qméd2	Vazão média - com k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	387.1	774.2	1,161.3 1,548.4
Qmáx	Vazão máxima - com k1 x k2 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	523.8	1,047.6	1,571.4 2,095.2
Qcentrif	Vazão do lodo de retorno	(m³/h)	12.5	25.0	37.4 49.9
Qméd1-tot	Vazão média total - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	349.1	698.2	1,047.2 1,396.3
Qméd2-tot	Vazão média total - com k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	399.6	799.1	1,198.7 1,598.3
Qmáx-tot	Vazão máxima total - com k1 e k2 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	536.3	1,072.6	1,608.8 2,145.1

Valores assumidos/resultados de cálculos					
Variável	Discriminação	(unidade)	Modulação		
			0.25	0.50	0.75 1.00
Qmín-dom	Vazão doméstica mínima	(l/s)	228.6	272.2	278.5 362.1
Qméd1-dom	Vazão doméstica média - sem k1	(l/s)	457.3	544.4	557.0 724.2
Qméd2-dom	Vazão doméstica média - com k1	(l/s)	548.7	653.3	668.4 869.0
Qmáx-dom	Vazão doméstica máxima - com k1 e k2	(l/s)	823.1	979.9	1,002.6 1,303.5
Qméd1	Vazão média - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	93.5	187.0	280.5 374.0
Qméd2	Vazão média - com k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	107.5	215.1	322.6 430.1
Qmáx	Vazão máxima - com k1 x k2 (doméstica + infiltração + industrial)	(l/s)	145.5	291.0	436.5 582.0
Qlodo	Vazão do lodo aeróbio de retorno	(l/s)	3.5	6.9	10.4 13.9
Qméd1-tot	Vazão média total - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	97.0	193.9	290.9 387.9
Qméd2-tot	Vazão média total - com k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	111.0	222.0	333.0 444.0
Qmáx-tot	Vazão máxima total - com k1 e k2 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(l/s)	149.0	297.9	446.9 595.9
Qméd1	Vazão média - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	336.6	673.2	1,009.8 1,346.4
Qméd2	Vazão média - com k1 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	387.1	774.2	1,161.3 1,548.4
Qmáx	Vazão máxima - com k1 x k2 (doméstica + infiltração + industrial)	(m³/h)	523.8	1,047.6	1,571.4 2,095.2
Qcentrif	Vazão do lodo de retorno	(m³/h)	12.5	25.0	37.4 49.9
Qméd1-tot	Vazão média total - sem k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	349.1	698.2	1,047.2 1,396.3
Qméd2-tot	Vazão média total - com k1 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	399.6	799.1	1,198.7 1,598.3
Qmáx-tot	Vazão máxima total - com k1 e k2 (doméstica + infiltração + industrial + lodo de retorno)	(m³/h)	536.3	1,072.6	1,608.8 2,145.1

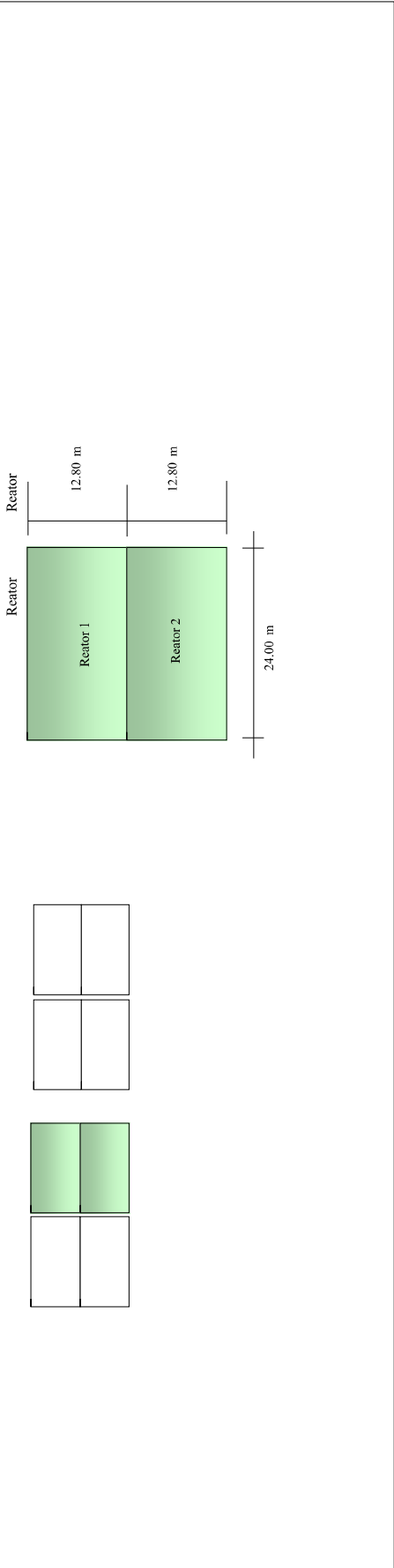
2) DIMENSIONAMENTO DO REATOR

Valores assumidos/resultados de cálculos

		(unidade)	Modulação				Observações
			0.25	0.50	0.75	1.00	
a) Critérios e parâmetros adotados							
TDH	Tempo de detenção hidráulica	(h)	8,50	8,50	8,50	8,50	valor adotado
Hr	Altura do reator	(m)	4,70	4,70	4,70	4,70	valor adotado, de acordo com a literatura especializada (entre 4,00 e 5,00 m)
Linlécc	Largura da área de influência de cada tubo de distribuição (ao longo do compr. coifa)	(m)	1,60	1,60	1,60	1,60	largura ideal entre 1,50 e 1,70 a fim de possibilitar duas carreiras de tubos, por coifa
Linlédc	Largura da área de influência de cada tubo de distribuição (ao longo do larg. coifa)	(m)	1,50	1,50	1,50	1,50	largura ideal entre 1,50 e 1,70 a fim de possibilitar duas carreiras de tubos, por coifa

b) Cálculos efetuados							
b.1) Volume do reator							
V	Volume total de reatores $V = (Qm2d2) \times TDH$	(m³)	2,861,11	5,722,22	8,583,33	11,444,44	
Nr	Número de reatores	(un)	2	4	6	8	adotado em função da modulação
Nmr	Número de módulos por reator	(un)	1	1	1	1	Número de subdivisões de um reator
Vr	Volume de cada reator $Vr = V / Nr$	(m³)	1,430,6	1,430,6	1,430,6	1,430,6	

b.2) Área e dimensões do reator							
Ar	Área de cada reator $Ar = Vr / Hr$	(m²)	304,37	304,37	304,37	304,37	
Lm	Largura de cada módulo de reator, equivalente ao comprimento da coifa	(m)	12,80	12,80	12,80	12,80	Adotado múltiplo da largura da área de influência de cada distribuidor (ver item 2.a)
Lr	Largura do reator $Lr = Lm$	(m)	12,80	12,80	12,80	12,80	
Ndist-co	Número de tubos de distribuição por coifa $Ndist-co = 2 \times (Lr / Linf)$	(un)	16,00	16,00	16,00	16,00	
Lr-tot	Largura total do reator $Lr-tot = (Lm \times Nmr)$	(m)	12,80	12,80	12,80	12,80	
C	Comprimento de cada reator $C = Ar / Lr-tot$	(m)	23,78	23,78	23,78	23,78	
Cc	Comprimento corrigido de cada reator	(m)	24,00	24,00	24,00	24,00	Valor arredondado para comportar um número exato de coifas



Valores assumidos/resultados de cálculos

		(unidade)	Modulação				Observações
			0.25	0.50	0.75	1.00	
b.3) Determinação do número de coifas							
Ndist-le	Número de tubos de distribuição na largura da coifa	(un)	2,00	2,00	2,00	2,00	
Nco-m	Número de coifas em cada módulo						
Nco-m	$Nco-m = Cc / (Lm-le \times Ndist-le)$	(un)	8,00	8,00	8,00	8,00	Verificar se resulta em número exato de coifas. Caso negativo, rever
Esp-co	Espçamento entre coifas (igual a largura do decantador)	(m)	3,00	3,00	3,00	3,00	Largura ideal entre 3,00 e 3,40 m, a fim de possibilitar um bom arranjo geométrico
Nco-r	Número de coifas em cada reator						
Nco-r	$Nco-r = Nco-m \times Nnr$	(un)	8,00	8,00	8,00	8,00	
Nico-r	Número total de coifas no conjunto de reatores						
Nico-r	$Nico-r = Nco-r \times Nr$	(un)	16,00	32,00	48,00	64,00	

b.4) Dimensões finais corrigidas dos reatores

Ac	Área corrigida do reator	(m²)	307.2	307.2	307.2	307.2	
Vm	Volume corrigido de cada módulo	(m³)	1,443.8	1,443.8	1,443.8	1,443.8	
Vcr	Volume corrigido do reator	(m³)	1,443.8	1,443.8	1,443.8	1,443.8	
Vt-r	Volume total de reatores	(m³)	2,887.7	5,775.4	8,663.0	11,550.7	Folga de volume, calculado com base no
Vosc	Volume ocioso	(%)	0.93	0.93	0.93	0.93	volume de projeto e no volume corrigido
	$Vosc = [(Vcr - Vr) / Vr] \times 100$						

3) VERIFICAÇÕES HIDRÁULICAS DO REATOR

a) Verificação dos tempos de detenção hidráulica no reator

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
TDHmed1	Tempo de detenção hidráulica médio, considerando Qmed sem k1					
TDHmed1	$TDHmed1 = (Vcr) / [(Qmed1) / Nr]$	(h)	8.58	8.58	8.58	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 6 e 9 h)
TDHmed2	Tempo de detenção hidráulica médio, considerando Qmed com k1					
TDHmed2	$TDHmed2 = (Vcr) / [(Qmed2) / Nr]$	(h)	7.46	7.46	7.46	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 6 e 9 h)
TDHmin	Tempo de detenção hidráulica mínimo, considerando Qmax com k1 x k2					
TDHmin	$TDHmin = (Vcr) / [(Qmax) / Nr]$	(h)	5.51	5.51	5.51	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 4 e 6 h)
TDHmed1-lodo	Tempo de detenção hidráulica médio, considerando Qmed1-tot					
TDHmed1-lodo	$TDHmed1-lodo = (Vcr) / [(Qmed1-tot) / Nr]$	(h)	8.27	8.27	8.27	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 6 e 9 h)
TDHmed2-lodo	Tempo de detenção hidráulica médio, considerando Qmed2-tot					
TDHmed2-lodo	$TDHmed2-lodo = (Vcr) / [(Qmed2-tot) / Nr]$	(h)	7.23	7.23	7.23	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 6 e 9 h)
TDHmin-lodo	Tempo de detenção hidráulica mínimo, considerando Qmax-tot					
TDHmin-lodo	$TDHmin-lodo = (Vcr) / [(Qmax-tot) / Nr]$	(h)	5.38	5.38	5.38	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 4 e 6 h)

b) Verificação das velocidades ascensionais no reator

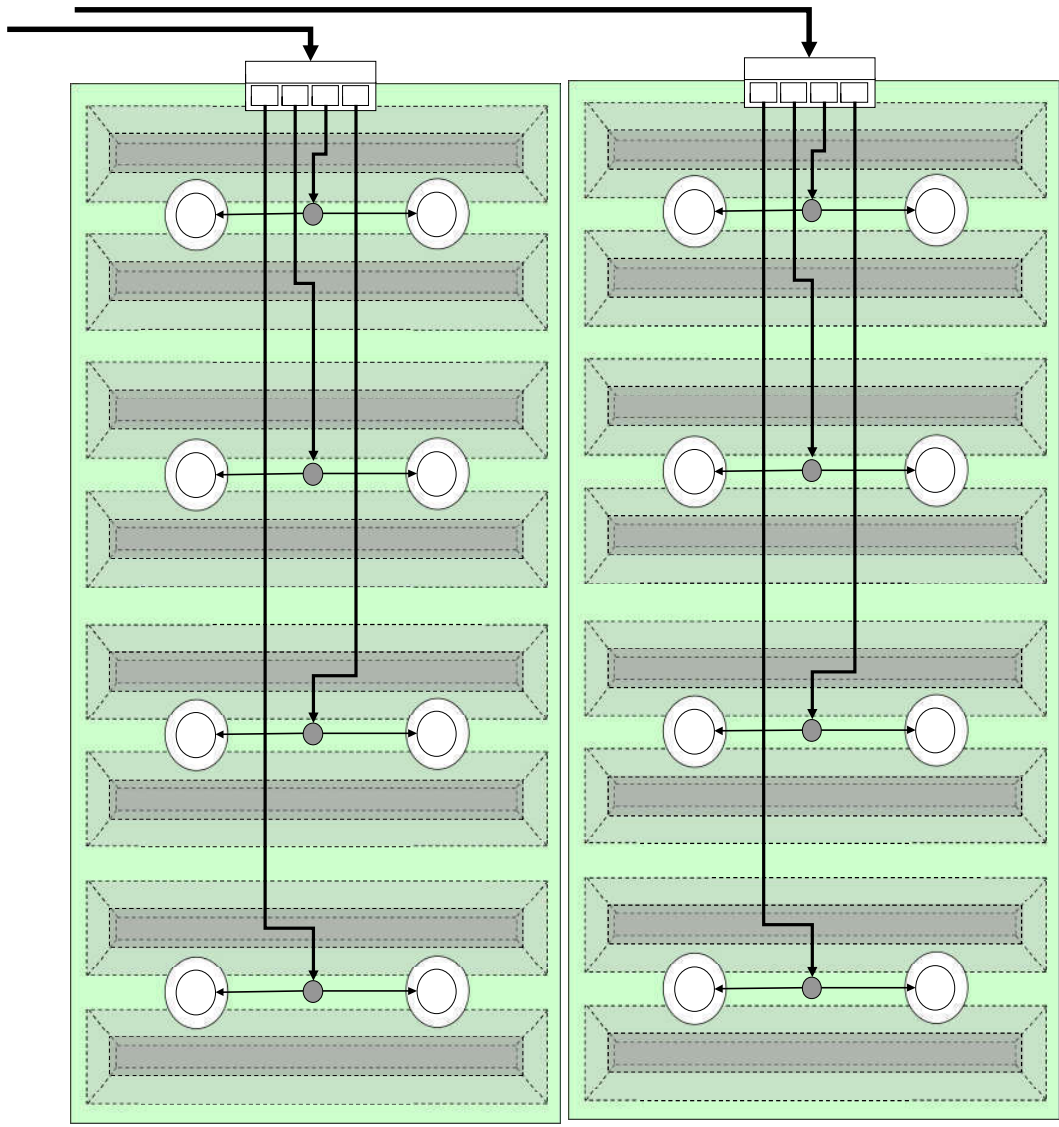
Vasc-med1	Velocidade ascensional média, considerando Qmed sem k1					
Vasc-med1	$Vasc-med1 = [(Qmed1) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.55	0.55	0.55	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 0.5 e 0.7 m/h)
Vasc-med2	Velocidade ascensional média, considerando Qmed com k1					
Vasc-med2	$Vasc-med2 = [(Qmed2) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.63	0.63	0.63	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 0.5 e 0.7 m/h)
Vasc-max	Velocidade ascensional máxima , considerando Qmax com k1 x k2					
Vasc-max	$Vasc-max = [(Qmax) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.85	0.85	0.85	resultados abaixo dos valores máximos reco- mendados pela literatura (entre 0.9 e 1.1 m/h)
Vasc-med1-lodo	Velocidade ascensional média, considerando Qmed1-tot					
Vasc-med1-lodo	$Vasc-med1-lodo = [(Qmed1-tot) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.57	0.57	0.57	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 0.5 e 0.7 m/h)
Vasc-med2-lodo	Velocidade ascensional média, considerando Qmed2-tot					
Vasc-med2-lodo	$Vasc-med2-lodo = [(Qmed2-tot) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.65	0.65	0.65	resultados de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 0.5 e 0.7 m/h)
Vasc-max-lodo	Velocidade ascensional máxima, considerando Qmax-tot					
Vasc-max-lodo	$Vasc-max-lodo = [(Qmax-tot) / Nr] / Ac$	(m/h)	0.87	0.87	0.87	resultados abaixo dos valores máximos reco- mendados pela literatura (entre 0.9 e 1.1 m/h)

c) Tubos distribuidores de esgoto nos reatores

AinF-dist	Área influência distribuição AinF-dist = LinF x [Cz / (Ncoem x Ndist-k)]	(m²)	2.40	2.40	2.40	2.40	Resultado de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 2,0 e 3,0 m²)
Ndist-m	Número de distribuidores por reator Ndist-m = Ac / AinF-dist	(un)	128.00	128.00	128.00	128.00	
Ndist-cm	Número corrigido de distribuidores, por reator	(un)	128.00	128.00	128.00	128.00	Correção para se atingir um número par de distribuidores por cota
Aic	Área de influência corrigida Aic = Ac / Ndist-cm	(m²)	2.40	2.40	2.40	2.40	Resultado de acordo com os valores reco- mendados pela literatura (entre 2,0 e 3,0 m²)

d-B147) Coroa distribuidoras de esgoto nos reatores

	Número de coroas de distribuição	(un)	8	8	8	8	
	Número de tubos e compartimentos de distribuição por coroa	(un)	16	16	16	16	
	Largura de cada compartimento individualizado de distribuição (sentido periférico, interno)	(cm)	20	20	20	20	
	Comprimento de cada compartimento individualizado de distribuição (sentido radial)	(cm)	30	30	30	30	
	Perímetro interno de cada coroa de distribuição (excluindo os compartimentos individualizados)	(m)	3.20	3.20	3.20	3.20	
	Diâmetro interno de cada coroa de distribuição (excluindo os compartimentos individualizados)	(m)	1.02	1.02	1.02	1.02	
	Diâmetro externo de cada coroa de distribuição (incluindo os compartimentos individualizados)	(m)	1.62	1.62	1.62	1.62	
	Vazão média afluente a cada reator	(l/s)	48.5	48.5	48.5	48.5	
	Vazão máxima afluente a cada reator	(l/s)	74.5	74.5	74.5	74.5	
	Vazão média aplicada em cada coroa de distribuição	(l/s)	6.1	6.1	6.1	6.1	
	Vazão máxima aplicada em cada coroa de distribuição	(l/s)	9.3	9.3	9.3	9.3	
	Vazão média aplicada a cada compartimento individualizado de distribuição	(l/s)	0.38	0.38	0.38	0.38	
	Vazão máxima aplicada a cada compartimento individualizado de distribuição	(l/s)	0.58	0.58	0.58	0.58	
	Número de vertedores triangulares (igual ao número de compartimentos individualizados)	(un)	16	16	16	16	
	Ângulo de abertura dos vertedores triangulares	(o)	60	60	60	60	
	Lâmina de água em cada vertedor triangular - para a vazão média	(cm)	4.6	4.6	4.6	4.6	
	Lâmina de água em cada vertedor triangular - para a vazão máxima	(cm)	5.5	5.5	5.5	5.5	



4) DIMENSIONAMENTO DO COMPARTIMENTO DE DECANTAÇÃO

a) Critérios e parâmetros adotados

a.1) Aberturas para a decantador

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
Vmáx-Qmáx	Velocidade máxima, considerando Qmáx	2.30	2.30	2.30	2.30	valor adotado, de acordo com a literatura especializada
Vmáx-Qmáx	Velocidade máxima, considerando Qmáx	4.00	4.00	4.00	4.00	valor adotado, de acordo com a literatura especializada

b) Cálculos efetuados

b.1) Aberturas longitudinais

Cr	Comprimento do reator					
Cr-Cc						
Ltot-e-mp	Largura total do reator à meia profundidade	(m)	24.00	24.00	24.00	
Ltot-e-mp = L-tot		(m)	12.80	12.80	12.80	
Ltot-e-NA	Largura total do reator, junto ao NA	(m)	12.80	12.80	12.80	No caso de reatores de painéis verticais este valor é igual à largura à meia profund.
Ltot-e-NA = Ltot-e-mp		(un)	8.00	8.00	8.00	
Ndecant-n	Número decantadores por módulo de reator					
Ndecant-n = Nco-m		(m)	3.00	3.00	3.00	Valores esperados: 3.00, 3.20 ou 3.40 m
Lnd	Largura de cada módulo de decantação	(un)	2.00	2.00	2.00	
Lnd = Cr / Ndecant-n		(un)				
Nalnd	Número de aberturas longitudinais por módulo decantação (entre coifas)					
Nalnd		(un)	16.00	16.00	16.00	
Nalnd = Ndecant-n x Nalnd		(un)	2.00	2.00	2.00	Adotadas coifas que não encostam nas paredes verticais, deixando 2 aberturas
Nalndr	Número total de aberturas transversais por módulo de reator	(un)	16.00	16.00	16.00	
Nalndr = Ndecant-n x Nalnd		(m)	0.40	0.40	0.40	Valor adotado. Verificar a velocidade resultante no item 5.3.a
La	Largura das aberturas simples (entre a coifa e as paredes laterais do reator)					
La = (Ltot-e-mp - Lnd) / (2 x La)		(m)	2.20	2.20	2.20	
Cal-eq-lin-e-co	Comprimento das aberturas transversais, junto às paredes (largura inferior da coifa)	(m)	192.00	192.00	192.00	
Cal-eq-lin-e-co = Lnd - (2 x La)						
Calnr	Comprimento de aberturas longitudinais por módulo de reator	(m)	192.00	192.00	192.00	
Calnr = (Ltot-e-mp / Nnr) x Nalndr						
Calr	Comprimento de aberturas longitudinais por reator	(m)	192.00	192.00	192.00	
Calr = Calnr x Nnr						
Catnr	Comprimento de aberturas transversais por módulo de reator	(m)	35.20	35.20	35.20	
Catnr = Cal-eq-lin-e-co x Nalndr						
Catnr	Comprimento de aberturas transversais por reator	(m)	35.20	35.20	35.20	
Catnr = Catnr x Nnr						
Al	Área livre para a passagem do fluxo ascendente de esgotos	(m²)	90.88	90.88	90.88	
Al = (La x Calr) + (La x Catr)						

5) DIMENSÕES FINAIS DO REATOR

5.1) Compartimento de Decantação
a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
TAS	Taxa aplicação superficial máxima (para a vazão máxima total)	29.00	29.00	29.00	29.00	valor adotado, de acordo com a literatura especializada
TDHl	Tempo de detenção hidráulica mínimo (para a vazão máxima total)	1.00	1.00	1.00	1.00	valor adotado, de acordo com a literatura especializada
Lsup-co	Largura da parte superior interna da coifa (compartimento de gases)	0.50	0.50	0.50	0.50	Valor adotado, de acordo com o projeto executivo
e-co	Espessura da parede da coifa	200	200	200	200	Valor adotado, de acordo com o projeto executivo (concreto)
Lm-nmp	Largura cada módulo do reator à meia profundidade = Lm	12.80	12.80	12.80	12.80	
Lm-NA	Largura cada módulo do reator junto ao NA = Lm-nmp	12.80	12.80	12.80	12.80	
Psr	Profundidade da seção retangular (parte superior da coifa, entre o NA e o trecho triangular)	0.80	0.80	0.80	0.80	Valor adotado

b) Cálculos efetuados

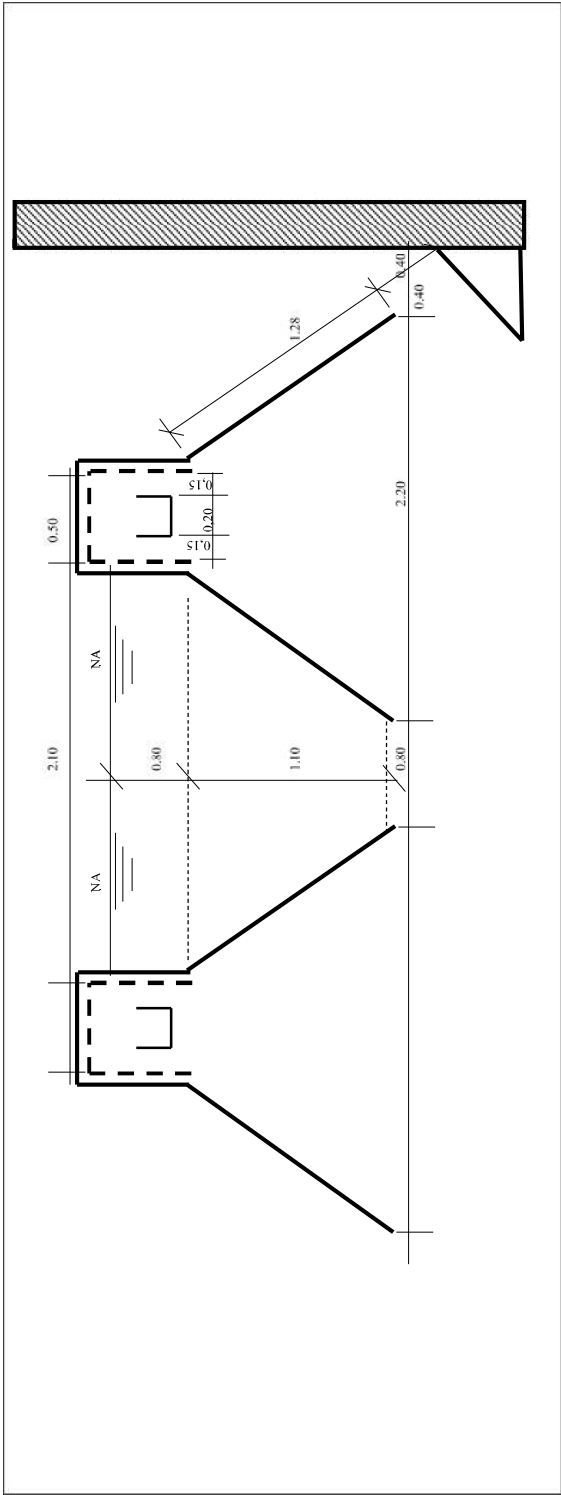
Cr	Comprimento do reator	(m)	24.00	24.00	24.00	24.00	
Lnd	Largura de cada módulo de decantação	(m)	3.00	3.00	3.00	3.00	Valor já calculado no item 4
Ndecant-n	Número decantadores por módulo	(un)	8.00	8.00	8.00	8.00	Caso necessário, ajustar largura para se obter um número exato de coifas
Ndecant-r	Número decantadores por reator	(un)	8.00	8.00	8.00	8.00	
Ndecant-r = Ndecant-n x Nnr		(un)	8.00	8.00	8.00	8.00	
Ldecant-util	Largura de cada decantador - descontada a largura da coifa	(m)	2.10	2.10	2.10	2.10	
Ldecant-util = Lnd - Lsup-co - (2 x e-co / 1000)		(m)	2.10	2.10	2.10	2.10	
Ldecant-NA	Largura de cada decantador junto ao NA	(m)	2.10	2.10	2.10	2.10	
Ldecant-NA = Ldecant-util		(m)	2.10	2.10	2.10	2.10	
Ltd	Largura total de decantadores	(m)	16.80	16.80	16.80	16.80	
Ltd = Ldecant-NA x Ndecant-r		(m)	16.80	16.80	16.80	16.80	
Annh	Área mínima necessária para não ultrapassar a taxa de aplicação superficial	(m²)	139.28	139.28	139.28	139.28	
Annh = [(Qmedl x 24) / Nr] / TAS		(m²)	139.28	139.28	139.28	139.28	
Vmin	Volume mínimo para garantir o tempo de detenção hidráulica	(m³)	168.30	168.30	168.30	168.30	
Vmin = (Qmedl / Nr) x TDHl		(m³)	168.30	168.30	168.30	168.30	
Cmin-decant	Comprimento mínimo do decantador (comprimento da coifa)	(m)	8.29	8.29	8.29	8.29	
Cmin-decant = Annh / Ltd		(m)	8.29	8.29	8.29	8.29	
Cad	Comprimento adotado para o decantador (comprimento da coifa)	(m)	12.80	12.80	12.80	12.80	
Cad = Lm-NA		(m)	12.80	12.80	12.80	12.80	
Prmin-st	Profundidade mínima da seção triangular - parte inferior da coifa	(m)	-0.03	-0.03	-0.03	-0.03	
Prmin-st = 2 x [Vmin - (Ltd x Cad x Psr)] / (Cad x Ltd)		(m)	-0.03	-0.03	-0.03	-0.03	
Prce-st-incl.50º	Profundidade necessária para a seção triangular visando uma inclinação de 50º	(m)	0.77	0.77	0.77	0.77	
Prce-st-incl.50º = [(Ldecant-NA / 2) - La] x TAN 50º		(m)	0.77	0.77	0.77	0.77	
Past	Profundidade adotada para a seção triangular	(m)	1.10	1.10	1.10	1.10	Valor adotado
Incl-res-st-co	Inclinação resultante para a seção triangular da coifa	(º)	59.4	59.4	59.4	59.4	
Incl-res-st-co = ATAN Past / [(Ldecant-NA / 2) - La]		(º)	59.4	59.4	59.4	59.4	
Ptd	Profundidade total do decantador - coifa	(m)	1.90	1.90	1.90	1.90	
Ptd = Psr + Past		(m)	1.90	1.90	1.90	1.90	

5.2) Dimensões finais da coifa e do decantador

a) Critérios e parâmetros adotados		(unidade)	Modulação				Observações
			0.25	0.50	0.75	1.00	
e-co	Espessura da parede da coifa	(mm)	200	200	200	200	
Alt-sr	Altura da seção retangular - parte superior da coifa (compartimento de gases) Alt-sr = P.sr	(m)	0.80	0.80	0.80	0.80	
L-sr	Largura da seção retangular - parte superior da coifa (compartimento de gases) L-sr = L.srp-co	(m)	0.50	0.50	0.50	0.50	
Alt-st	Altura da seção triangular - parte inferior da coifa Alt-st = Past	(m)	1.10	1.10	1.10	1.10	

b) Cálculos efetuados

Licei	Largura total da coifa na sua extremidade inferior $Licei = Lind \cdot (2 \times La)$	(m)	2.20	2.20	2.20	2.20		
L-st	Largura da seção triangular $L-st = [Licei \cdot (2 \times e-co / 1000)] / 2 \cdot (L-sr / 2)$	(m)	0.65	0.65	0.65	0.65		
L-sba	Comprimento da aba inclinada da coifa $L-sba = Raiz[(L-st)^2 + (Alt-st)^2]$	(m)	1.28	1.28	1.28	1.28		
Incl-co	Inclinação da coifa $Incl-co = ATAN(Alt-st / L-st)$	(°)	59.42	59.42	59.42	59.42		
Vlde-r	Volume de decantação corrigido/reator $Vlde-r = (Lid \times Cad \times Psr) + [Cad \times (Lid \times Past) / 2]$	(m³)	290.30	290.30	290.30	290.30		
Adt-r	Área de decantação corrigida/reator $Adt-r = Lid \times Cad$	(m²)	215.04	215.04	215.04	215.04		



5.3) Verificações hidráulicas no compartimento de decantação

a) Cálculos efetuados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
Vab-méd	Velocidade média nas aberturas $Vab-méd = (Qméd2 / Nr) / A1$	(m/h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 2,3 m/h)
Vab-máx	Velocidade máxima nas aberturas $Vab-máx = (Qmáx / Nr) / A1$	(m/h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 4,2 m/h)
Vab-méd1-lodo	Velocidade média nas aberturas, considerando Qméd1-tot (incluindo lodo de retorno)	(m/h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura inferior a 2,3 m/h)
Vab-méd2-lodo	Velocidade média nas aberturas, considerando Qméd2-tot (incluindo lodo retorno)	(m/h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura inferior a 2,3 m/h)
Vab-máx-lodo	Velocidade máxima nas aberturas, considerando Qmáx-tot (incluindo lodo retorno)	(m/h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 4,2 m/h)
TAS-méd1	Taxa aplicação superficial média $TAS-méd1 = [(Qméd2 \times 24) / Nr] / Adc-r$	(m/d)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 20 m/d)
TAS-máx	Taxa de aplicação superficial máxima $TAS-máx = [(Qmáx \times 24) / Nr] / Adc-r$	(m/d)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 29 m/d)
TAS-méd2-lodo	Taxa de aplicação superficial média, considerando Qméd2-tot (incluindo lodo de retorno)	(m/d)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 20 m/d)
TAS-máx-lodo	Taxa de aplicação superficial máxima, considerando Qmáx-tot (incluindo lodo de retorno)	(m/d)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (inferior a 29 m/d)
TDH-méd-c	Tempo de detenção hidráulica médio corrigido $TDH-méd-c = Vdc-r / (Qméd2 / Nr)$	(h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (superior a 1,5 h)
TDH-min-c	Tempo de detenção hidráulica mínimo corrigido $TDH-min-c = Vdc-r / (Qmáx / Nr)$	(h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (superior a 1,0 h)
TDH-méd2-lodo	Tempo de detenção hidráulica médio, considerando Qméd2-tot (incluindo lodo de retorno)	(h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (superior a 1,5 h)
TDH-min-lodo	Tempo de detenção hidráulica mínimo, considerando Qmáx-tot (incluindo lodo de retorno)	(h)				Resultado de acordo com os valores reo- mendados pela literatura (superior a 1,0 h)

5.4) Compartimento de Digestão

a) Cálculos efetuados

Hr	Altura do reator	(m)				4,70	Valor adotado, conforme item 2
Ptd	Profundidade total decantador	(m)				1,90	Valor calculado no item 5.1
Pcd	Profundidade do compartimento de digestão $Pcd = Hr + Ptd$	(m)				2,80	
Prof6º	Profundidade fundo a 6º	(m)				0,00	Adotado fundo plano (sem inclinação)
Vcomp	Volume compartimento de digestão $Vcomp = (L \cdot tot \times Cc \times Pcd) \cdot [Lud \times Cud \times (Past / 2)] \cdot [2 - (L \cdot tot \times (Pro6º))] / 2$	(m³)				801,02	

5.5) Verificações hidráulicas no compartimento de digestão

a) Cálculos efetuados

TDHméd-comp	Tempo de detenção hidráulica médio compartimento digestão $TDHméd-comp = Vcomp / (Qméd1 / Nr)$	(h)				4,76	4,76
TDHmin-comp	Tempo de detenção hidráulica mínimo compartimento digestão $TDHmin-comp = Vcomp / (Qmáx / Nr)$	(h)				3,06	3,06
TDHmin-comp-lodo	TDH mínimo no compartimento digestão, considerando Qmáx-tot (incluindo lodo retorno) $TDHmin-comp-lodo = Vcomp / (Qmáx-tot / Nr)$	(h)				2,99	2,99

6) CARGAS ORGÂNICAS

6.1) Cálculo da carga média de DBQ afluente ao reator UASB

a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
Q _{lodo}	Vazão de lodo de retorno	299.5	599.0	898.5	1,198.0	Valores resultantes do dimensionamento do pós-tratamento
So-lodo	Concentração de DBO do lodo de retorno	1,536	1,536	1,536	1,536	Valores resultantes do dimensionamento do pós-tratamento
Lo-dom-dbo	Carga orgânica doméstica média	2,494.3	4,988.6	7,483.0	9,977.3	Valor fornecido pelo projeto MKM
Lo-ind-dbo	Carga orgânica industrial média	548.8	1,097.5	1,646.3	2,195.0	Valor fornecido pelo projeto MKM

b) Cálculos efetuados

Lo-lodo-dbo	Carga orgânica do lodo de retorno $Lo-lodo-dbo = (Q_{lodo} \times So_{lodo}) / 1000$	460.0	920.1	1,380.1	1,840.1	Valores resultantes do dimensionamento do pós-tratamento
Lo-total1-dbo	Carga orgânica doméstica + industrial afluente $Lo-total1-dbo = (Lo-dom-dbo) + (Lo-ind-dbo)$	3,043.1	6,086.1	9,129.2	12,172.3	
Lo-total2-dbo	Carga orgânica afluente (doméstica + industrial + lodo retorno) $Lo-total2-dbo = (Lo-dom-dbo) + (Lo-ind-dbo) + (Lo-lodo-dbo)$	3,503.1	7,006.2	10,509.3	14,012.4	

6.2) Cálculo da carga média de DBQ efluente do reator UASB

a) Critérios e parâmetros adotados

E-dbo	Eficiência de remoção de DBO no reator UASB	65	65	65	65	Valor adotado, conforme relatado na literatura especializada (diferente MKM)
-------	---	----	----	----	----	--

b) Cálculos efetuados

L-total1-dbo	Carga orgânica efluente (doméstica + industrial) $L-total1-dbo = (Lo-total1-dbo) \times (E-dbo) / 100$	1,065.1	2,130.1	3,195.2	4,260.3	
L-total2-dbo	Carga orgânica efluente (doméstica + industrial + lodo de retorno) $L-total2-dbo = (Lo-total2-dbo) \times (E-dbo) / 100$	1,226.1	2,452.2	3,678.3	4,904.3	

6.3) Verificação das cargas hidráulica e orgânica volumétrica de DBQ no reator UASB

a) Cálculos efetuados

CHV	Carga hidráulica volumétrica $CHV = [(Q_{med}) \times 24] / N_{rf} / Ver$	2.80	2.80	2.80	2.80	Resultados abaixo do valor máximo recomendado pela literatura (5 m³/m²/d)
COV-dbo	Carga orgânica volumétrica $COV-dbo = [(Lo-total2-dbo) / N_{rf}] / Ver$	1.21	1.21	1.21	1.21	

6.4) Cálculo da carga média de DOQ afluente ao reator UASB

a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
Q-lobo	Variação de lodo de retorno		299.5	599.0	898.5	1,198.0
Lo-dom-dqo	Carga orgânica doméstica média		5,081.9	10,163.9	15,245.8	20,327.7
Lo-ind-dqo	Carga orgânica industrial média		1,097.5	2,195.0	3,292.5	4,390.0

b) Cálculos efetuados

Lo-lodo-dqo	Carga orgânica lodo de retorno					
	$Lo-lodo-dqo = (Lo-lodo-dbo) \times [(QPC-dqo) / (QPC-dbo)]$					
So-lodo	Concentração de DOQ do lodo de retorno					
	$So-lodo = [(Lo-lodo-dqo) / (Q-lodo)] \times 1000$					
Lo-total1-dqo	Carga orgânica doméstica + industrial afluente					
	$Lo-total1-dqo = (Lo-dom-dqo) + (Lo-ind-dqo)$					
Lo-total2-dqo	Carga orgânica afluente (doméstica + industrial + lodo retorno)					
	$Lo-total2-dqo = (Lo-dom-dqo) + (Lo-ind-dqo) + (Lo-lodo-dqo)$					

6.5) Cálculo da carga média de DOQ efluente do reator UASB

a) Critérios e parâmetros adotados

E-dqo	(%)	60	60	60	60	60
Eficiência de remoção de DOQ no reator UASB						Valor adotado, conforme relatado na literatura especializada (diferente MKM)

b) Cálculos efetuados

L-total1-dqo	Carga orgânica doméstica + industrial efluente					
	$L-total1-dqo = (Lo-total1-dqo) \times (E-dqo) / 100$					
L-total2-dqo	Carga orgânica efluente (doméstica + industrial + lodo retorno)					
	$L-total2-dqo = (Lo-total2-dqo) - (Lo-total1-dqo) \times (E-dqo) / 100$					

6.6) Verificação da carga orgânica volumétrica de DOQ no reator UASB

a) Cálculos efetuados

COV-dqo	Carga orgânica volumétrica	2.41	2.41	2.41	2.41	Resultados abaixo dos valores máximos recomendados pela literatura (15 kg m ⁻³ .d)
	$COV-dqo = Lo-total2-dqo / Nr / Vcr$					

7) CONCENTRAÇÕES MÉDIAS DBO

7.1) Afluente

a) Cálculos efetuados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
DBOafl-méd-dom	DBO média doméstica					
	$DBOafl-méd-dom = (Lo-dom-dbo \times 1000) / Qméd (dom+inf)$	308.8	308.8	308.8	308.8	
DBOafl-méd-ind	DBO média industrial					
	$DBOafl-méd-ind = (Lo-ind-dbo \times 1000) / Qméd (ind)$	0.0	0.0	0.0	0.0	
DBOafl-méd-(dom+ind)	DBO média: doméstica + industrial					
	$DBOafl-méd-(dom+ind) = [(Lo-dom-dbo + Lo-ind-dbo) \times 1000] / Qméd1 \times 86.4$	376.7	376.7	376.7	376.7	
DBOafl-méd-tot	DBO média total: doméstica + industrial + lodo retorno					
	$DBOafl-méd-tot = (Lo-total2-dbo \times 1000) / Qméd1-tot$	418.1	418.1	418.1	418.1	

7.2) Efluente

a) Cálculos efetuados

DBOeaf-méd-(dom+ind)	DBO média: doméstica + industrial					
	$DBOeaf-méd-(dom+ind) = DBOafl-méd-(dom+ind) - [(E-dbo / 100) \times DBOafl-méd-(dom+ind)]$	131.8	131.8	131.8	131.8	
DBOeaf-méd-tot	DBO média total: doméstica + industrial + lodo retorno					
	$DBOeaf-méd-tot = DBOafl-méd-tot - [(E-dbo / 100) \times DBOafl-méd-tot]$	146.3	146.3	146.3	146.3	

8) CONCENTRAÇÕES MÉDIAS DQO

8.1) Afluente

a) Cálculos efetuados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
DQOaf-ned-dom	DQO média doméstica $DQOaf-ned-dom = (Lo-dom-dqo \times 1000) / Qmed (dom+ind)$	629.1	629.1	629.1	629.1	629.1
DQOaf-ned-ind	DQO média industrial $DQOaf-ned-ind = (Lo-ind-dqo \times 1000) / Qmed (ind)$	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DQOaf-ned-(dom+ind)	DQO média: doméstica + industrial $DQOaf-ned-(dom+ind) = (Lo-total-dqo \times 1000) / Qmedl$	764.9	764.9	764.9	764.9	764.9
DQOaf-ned-tot	DQO média total: doméstica + lodo retorno $DQOaf-ned-tot = (Lo-total2-dqo \times 1000) / Qmedl-tot$	829.3	829.3	829.3	829.3	829.3

8.2) Efluente

a) Cálculos efetuados

DQOef-ned-(dom+ind)	DQO média: doméstica + industrial $DQOef-ned-(dom+ind) = DQOaf-ned-(dom+ind) - [(E-dqo / 100) \times DQOaf-ned-(dom+ind)]$	306.0	306.0	306.0	306.0	306.0
DQOef-ned-tot	DQO média total: doméstica + industrial + lodo retorno $DQOef-ned-tot = DQOaf-ned-tot - [(E-dqo / 100) \times DQOaf-ned-tot]$	331.7	331.7	331.7	331.7	331.7

9) PRODUÇÃO DE GASES

a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
P	Pressão atmosférica (atm)	1.00	1.00	1.00	1.00	
K	DQO correspondente a um mol de CH4 (gDQO/mol)	64	64	64	64	64
R	Constante dos gases (atm.L.mol. ⁻¹ .K)	0.08206	0.08206	0.08206	0.08206	0.08206
t	Temperatura operacional do reator (°C)	20.0	20.0	20.0	20.0	Adotada como média do mês mais frio
K(t)	Fator de correção para a temperatura operacional do reator $K(t) = (P/K)/(t*(273+t))$	2.66	2.66	2.66	2.66	2.66
So	Concentração média afluente DQO: doméstica + industrial (mg/l)	764.9	764.9	764.9	764.9	Valores calculados no item 8
So-lodo	Concentração média afluente DQO, incluindo lodo retorno: doméstica + industrial + lodo retorno (mg/l)	829.3	829.3	829.3	829.3	Valores calculados no item 8
S	Concentração média efluente DQO: doméstica + industrial (mg/l)	306.0	306.0	306.0	306.0	Valores calculados no item 8
S-lodo	Concentração média efluente DQO, incluindo lodo retorno: doméstica + industrial + lodo retorno (mg/l)	331.7	331.7	331.7	331.7	Valores calculados no item 8
Tcor-ch4-biogás	Percentagem esperada de metano no biogás (%)	0.75	0.75	0.75	0.75	valor adotado, de acordo com a literatura especializada (entre 70 e 80%)
Y	Coefficiente de produção de lodo (expresso em termos de sólidos suspensos totais) (kg SST/kgDQOapl.)	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15 valor adotado, de acordo com a literatura especializada (entre 0.10 e 0.20)
Yobs	Coefficiente de produção de lodo (expresso em termos de DQO) (kg DQOolodo/kgDQOapl.)	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17 valor adotado, de acordo com a literatura especializada (entre 0.11 e 0.23)
Prod-eat-ch4	Percentagem esperada de produção de metano, em relação à produção teórica (%)	70	70	70	70	70 valor adotado, a fim de considerar perdas no sistema (vazamentos, efluente etc.)

b) Cálculos efetuados

DOOch4	Carga de DOO convertida em metano, sem lodo de retorno $DOOch4-Qnecl1-tot \times (So-S) / 1000 \cdot Yobs \times So / 1000$		2,651.0	5,301.9	7,952.9	10,603.9	Considera a parcela de DQO removida, subtraída a parte convertida em biomassa
DOOch4-lodo	Carga de DOO convertida em metano, com lodo de retorno $DOOch4-lodo-Qnecl1-tot \times (So-lodo - S-lodo) / 1000 \cdot Yobs \times So-lodo / 1000$		2,980.6	5,961.1	8,941.7	11,922.2	Considera a parcela de DQO removida, subtraída a parte convertida em biomassa
Qch4	Produção volumétrica de metano, sem lodo de retorno $Qch4=DOOch4 / K(t)$		995.9	1,991.8	2,987.8	3,983.7	
Qch4-lodo	Produção volumétrica de metano, com lodo de retorno $Qch4-lodo=DOOch4-lodo / K(t)$		1,119.7	2,239.5	3,359.2	4,479.0	
Taxa-teo-r	Taxa teórica resultante, sem lodo de retorno $Taxa-teo-r = Qch4 / (Qnecl1-tot \times (So - S) / 1000)$		0.27	0.27	0.27	0.27	
Taxa-teo-r-lodo	Taxa teórica resultante, com lodo de retorno $Taxa-teo-r-lodo = Qch4-lodo / (Qnecl1-tot \times (So-lodo - S-lodo) / 1000)$		0.27	0.27	0.27	0.27	
Pesp-ch4	Produção esperada de CH4, sem lodo de retorno (considerando-se as perdas - item 9.a) $Pesp-ch4 = Qch4 \times Prod-real-ch4$		697.1	1,394.3	2,091.4	2,788.6	
Pesp-ch4-lodo	Produção esperada de CH4, com lodo de retorno (considerando-se as perdas - item 9.a) $Pesp-ch4-lodo = Qch4-lodo \times Prod-real-ch4$		783.8	1,567.6	2,351.4	3,135.3	
Pesp-biogás	Produção esperada de biogás, sem lodo de retorno $Pesp-biogás = Pesp-ch4 / Teo-ch4-biogás$		929.53	1,859.05	2,788.58	3,718.10	
Pesp-biogás-lodo	Produção esperada de biogás, com lodo de retorno $Pesp-biogás-lodo = Pesp-ch4-lodo / Teo-ch4-biogás$		1,045.09	2,090.18	3,135.27	4,180.35	
Phiogás-r	Produção de biogás por reator, sem retorno de lodo $Phiogás-r = Pesp-biogás / Nr$		464.76	464.76	464.76	464.76	
Phiogás-r-lodo	Produção de biogás por reator, com retorno de lodo $Phiogás-r-lodo = Pesp-biogás-lodo / Nr$		522.54	522.54	522.54	522.54	
Phiogás-n	Produção de biogás por módulo, sem retorno de lodo $Phiogás-n = Phiogás-r / Nmr$		464.76	464.76	464.76	464.76	
Phiogás-n-lodo	Produção de biogás por módulo, com retorno de lodo $Phiogás-n-lodo = Phiogás-r-lodo / Nmr$		522.54	522.54	522.54	522.54	

9.1) Tubulações para a coleta do biogás (em cada módulo)

a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0,25	0,50	0,75	1,00	
D _{min}	(mm)	60	60	60	60	valor recomendado pela literatura especializada
V _{máx-tubul-gás}	(m/s)	3,50	3,50	3,50	3,50	valor recomendado pela literatura especializada
Decl _{min-tren}	(%)	1,00	1,00	1,00	1,00	

b) Cálculos efetuados

Q _{biogás}	Vazão de biogás, sem retorno de lodo $Q_{biogás} = P_{biogás-m} \times 1000 / 86400$	5,38	5,38	5,38	5,38	
Q _{biogás-lodo}	Vazão de biogás, com retorno de lodo $Q_{biogás-lodo} = P_{biogás-m-lodo} \times 1000 / 86400$	6,05	6,05	6,05	6,05	
A _{necessária}	Área necessária $A_{necessária} = (Q_{biogás-lodo} / 1000) / V_{máx-tubul-gás}$	0,00173	0,00173	0,00173	0,00173	
D _{min-tee}	Diâmetro mínimo necessário $D_{min-tee} = 1000 \times (4 \times A_{necessária} / 3,14159)^{0,5}$	46,9	46,9	46,9	46,9	
D _{tubul-gás-educado}	Diâmetro tubulação biogás adotado	50	50	50	50	
V _{res}	Velocidade resultante, sem retorno de lodo $V_{res} = (Q_{biogás} / 1000) / (3,14159 \times (D_{tubul-gás-adotado} / 1000)^2)$	2,74	2,74	2,74	2,74	
V _{res-lodo}	Velocidade resultante, com retorno de lodo $V_{res-lodo} = (Q_{biogás-lodo} / 1000) / (3,14159 \times (D_{tubul-gás-adotado} / 1000)^2)$	3,08	3,08	3,08	3,08	

10) SEPARADOR DE GASES

a) Critérios e parâmetros adotados

	(unidade)	Modulação				Observações
		0,25	0,50	0,75	1,00	
Taxa-lib	Taxa de liberação de biogás na interface líquido-gás (m³/m²/h)	1,00	1,00	1,00	1,00	valor mínimo recomendado pela literatura especializada (1,0 m³/m²/h)
L _{int-co}	Largura interna útil da coifa (descontada a largura da calha coletora de espuma) (m)	0,30	0,30	0,30	0,30	Valor adotado, de acordo com o projeto executivo (ver item 5.2.a)
C _{sup-co}	Comprimento da parte superior de cada coifa - coletor de gases (m)	10,20	10,20	10,20	10,20	Valor adotado, de acordo com o projeto executivo
N _{co-m}	Número de coifas por módulo $N_{co-m} = N_{decant-m}$ (un)	8,00	8,00	8,00	8,00	Conforme calculado no item 5.1.b

b) Cálculos efetuados

A _{min-co}	Área mínima de cada coifa $A_{min-co} = L_{int-co} \times C_{sup-co}$ (m²)	3,06	3,06	3,06	3,06	
N _{co-r}	Número de coifas por reator $N_{co-r} = N_{co-m} \times N_{nir}$ (un)	8,00	8,00	8,00	8,00	
A _{tlb-biogás}	Área total para liberação de biogás $A_{tlb-biogás} = A_{min-co} \times N_{co-r}$ (m²)	24,48	24,48	24,48	24,48	
Taxa-lib-res	Taxa de liberação resultante, sem retorno de lodo $Taxa-lib-res = (P_{biogás-r} / 24) / A_{tlb-biogás}$ (m³/m²/h)	0,79	0,79	0,79	0,79	Resultados ligeiramente abaixo dos recomendados pela literatura (>= 1,0 m³/m²/h)
Taxa-lib-res-lodo	Taxa de liberação resultante, com retorno de lodo $Taxa-lib-res-lodo = (P_{biogás-lodo} / 24) / A_{tlb-biogás}$ (m³/m²/h)	0,89	0,89	0,89	0,89	Resultados ligeiramente abaixo dos recomendados pela literatura (>= 1,0 m³/m²/h)

11) PRODUÇÃO DE LODO ANAERÓBIO

11.1) Produção de Lodo Anaeróbio (Massa)

Crítérios e parâmetros adotados

Y	(kg SST/kgDQcapL)	Modulação				Observações
		0.25	0.50	0.75	1.00	
		0.15	0.15	0.15	0.15	valor adotado, de acordo com literatura
g	(kg/m³)	1,020	1,020	1,020	1,020	especializada (entre 0,10 e 0,20)

Cálculos efetuados

P-lodo l	Produção média total de SST nos reatores, sem considerar lodo de retorno $P = Y \times (L_0 - l_{total} - d_{qo})$	926.9	1,853.8	2,780.7	3,707.7	
----------	---	-------	---------	---------	---------	--

11.2) Produção de Lodo Aeróbio (dados importados do dimensionamento do sistema de pós-tratamento)

Lodo excedente do sistema de lodos ativados (enviado para o reator UASB)

Q-lodo-ara	Volume total de lodo (retornado para o reator uasb)	299.5	599.9	898.5	1198.0	Importado dimensionamento pós-tratamento
C-lodo-ara	Concentração do lodo retirado do sistema de lodos ativados (tunque de aeração)	2666	2666	2666	2666	Importado dimensionamento pós-tratamento
	Carga de SST enviada para os reatores UASB	798	1597	2395	3194	Importado dimensionamento pós-tratamento
	Relação SSV:SST no lodo aeróbio enviado para os reatores UASB	0.79	0.79	0.79	0.79	Importado dimensionamento pós-tratamento
	Carga de SSV enviada para os reatores UASB	629.0	1258.1	1887.1	2516.1	Importado dimensionamento pós-tratamento

11.3) Lodo para desaguamento

a) Lodo anaeróbio + aeróbio digerido no reator UASB

P-lodo-araer	Produção de lodo nos reatores UASB (P-lodo-UASB)	926.9	1853.8	2780.7	3707.7	
P-lodo-ara	Lodo aeróbio enviado para digestão no reator UASB	798.5	1596.9	2392.4	3193.9	Importado dimensionamento pós-tratamento
P-lodo-ara-vol	Lodo aeróbio volátil enviado para digestão no reator UASB	629.0	1258.1	1887.1	2516.1	Importado dimensionamento pós-tratamento
	Percentual de redução de sólidos voláteis no reator UASB	30	30	30	30	
	Redução de sólidos voláteis, após digestão anaeróbia no reator UASB	188.7	377.4	566.1	754.8	
P-lodo-total	Produção total de lodo a ser enviada para desaguamento	1536.7	3073.3	4610.0	6146.7	
C-lodo-misto	Concentração esperada do lodo enviado para desaguamento	3.0	3.0	3.0	3.0	
Q-lodo-rtal	Produção volumétrica de lodo enviado para desaguamento	502	100.4	150.7	200.9	

11.4) Dimensionamento do equipamento de desaguamento

Dimensionamento de equipamento

	kgSS/d	0.25	0.50	0.75	1.00	
Massa de lodo a desaguar diariamente	m³/d	1536.7	3073.3	4610.0	6146.7	
Volume de lodo a desaguar diariamente	un	50.2	100.4	150.7	200.9	
Numero de centrífugas	m³/h	1	1	1	2	
Capacidade da centrífuga	b/c	12	12	12	12	
Numero de horas de funcionamento por dia	kgSS/h	4.18	8.37	12.55	8.37	
Massa total de lodo a desaguar por hora	kgSS/h	367.2	367.2	367.2	734.4	
Massa de lodo a desaguar por hora, em cada centrífuga	kgSS/h	367.2	367.2	367.2	367.2	
Estimativa de consumo de polieletrólito	kg kgSS	6.0	6.0	6.0	6.0	
Consumo de polieletrólito (kg/ton SS)	kg/h	9.2	18.4	27.7	36.9	
Quantidade necessária de polieletrólito (kg/dia)						
Aplicação de polieletrólito	kgSS/h	400.0	400.0	400.0	400.9	
Aplicação máxima de lodo, por centrífuga (capacidade do equipamento) (kgSS/h)	kg ton SS	10.0	10.0	10.0	10.0	
Consumo máximo de polieletrólito (kg/ton SS)	kgpolieter/h	4.0	4.0	4.0	4.0	
Taxa de aplicação de polieletrólito (kg polieletrólito/h)						

Produção de lodo desaguado

	(%)	85	85	85	85	
Taxa de recuperação de sólidos no equipamento de desaguamento	kgSSm³	1100	1100	1100	1100	
Massa específica do lodo seco	(%)	22	22	22	22	
Teor de sólidos na torta de lodo seco	kgSS/d	1306.2	2612.3	3918.5	5224.7	
Quantidade de lodo seco produzido	m³/d	5.4	10.8	16.2	21.6	
Volume de lodo seco produzido	m³/ano	1970	3940	5910	7880	
Volume de lodo seco produzido	m³/d	44.3	89.6	134.5	179.3	
Volume de crenado produzido	l/s	0.52	1.04	1.56	2.08	

3.5.3. Dimensionamento Lodos Ativados

Apresentam-se a seguir as planilhas com as memórias de cálculo de dimensionamento do Sistema de Lodos Ativados para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

ETE BARBOSA LAGE - JUIZ DE FORA

DADOS DE ENTRADA

Dados de entrada

População atendida (hab)

Doméstica

Industrial

Total

Vazão total (esgoto bruto) (m³/d)

Vazão média

Vazão máxima

Vazão mínima

Vazão total (esgoto bruto) (l/s)

Vazão média

Vazão máxima

Vazão mínima

Cargas per capita (esgoto bruto) (kg.hab.d)

DBO₅ MKM: acréscimo de 22% para E.P. industrial

NTK

P

SS

Carga média total no esgoto bruto (kg/d)

DBO₅

NTK

P

SS

Concentração média no esgoto bruto (g/m³)

DBO₅

NTK

P

SS

Temperatura média do líquido no mês mais frio (°C)

Temperatura média do líquido no mês mais quente (°C)

Valores desejados ou esperados para o efluente

DBO₅ efluente (mg/l)

SS efluente (mg/l)

Amônia-N efluente (g/m³)

Nitrogênio total (g/m³)

Fósforo total (g/m³)

Parâmetros e coeficientes cinéticos e estequiométricos

Estabilização da matéria carbonácea

(base: DBO₅ e SSV)

Y (coeficiente de produção específica) (gSSV/gDBO₅)

Kd (coef. decaimento) (20°C) (gSSV/gSSV.d)

Coef. temperatura para Kd (-)

Kd (corrigido para o mês mais frio) (gSSV/gSSV.d)

Relação SSV/SS no esgoto bruto (Metcalf)

Relação SSbiodeg/SSV no esgoto bruto (WPCF/ASCE)

Ano 2024	Ano 2024
Similar MKM	Adaptação ENGESOLO

(eventuais alterações apenas em coeficientes e taxas)

Proposta de 1 tanque aeração apenas (existente)

207,860	207,860
0	0
207,860	207,860

32,314	32,314
50,285	50,285
16,157	16,157

374	374
582	582
187	187

0.059	0.059
0.009	0.009
0.0013	0.0013
0.045	0.045

12,181	12,181
1,808	1,808
264	264
9,354	9,354

377	377
56	56
8.2	8.2
289	289

20	20
25	25

20	20
25	25
3.0	3.0
40	30
5	5

0.6	0.6
0.08	0.08
1.07	1.07

0.08	0.08
------	------

0.80	0.80
0.60	0.60

Relação SSV/SS ao gerar os sólidos biol. (Metcalf)	0.90	0.90
Relação SSV/SS após SRT dias (valor a ser iterado)	0.77	0.79
Fração biodeg. na geração dos SSV (fb') (Eckenfelder)	0.80	0.80
Relação O ₂ /SS biodegradáveis (gDBOu/gSSb destruído)	1.42	1.42
Coef.K1, base 10 (p/ post. convers. DBO ₅ a DBOu) (1/d)	0.10	0.10
Relação DBOu/DBO ₅	1.46	1.46
Relação taxa de rem. DBO zona anox/zona aerob. (-)	0.7	0.7
(IAWPRC, EPA P removal)		

Nitrificação

Taxa de cresc espec. max. (Umax) (20°C) (1/d) (0,5 sem UASB; 0,25 com UASB)	0.25	0.25
Coef. saturação amônia (Kn) (gNH ₄ -N/m ³)	0.70	0.70
Coef. saturação oxigênio (Ko) (gO ₂ /m ³)	0.80	0.80
Coef. produção espec. (Yn) (gNitrif/gNH ₄ -N oxid)	0.08	0.08
pH no reator (-)	6.8	6.8
Coefic. temperatura para Umax (-)	1.1	1.1
Demanda de O ₂ para nitrif (gO ₂ /gNH ₄ -N oxid)	4.57	4.57
(valores Metcalf, Arceivala, Barnes etc)		

Desnitrificação

Taxa desnit. zona pré-anóxica (20°C) (kgNO ₃ /kgVSS.d) (efluente UASB:pouco C org)	0.05	0.05
(0,08 kg/kg sem UASB; 0,05 kg/kg com UASB a montante; 0,06 com by-pass do UASB)		
Taxa de desnit. zona pos-anoxica (20C) (kgNO ₃ /kgVSS.d)	0.035	0.035
Coefic. temperatura p/ taxa desnitrif. (-)	1.09	1.09
Produção de O ₂ para desnitrif (gO ₂ /gNO ₃ -N reduz)	2.85	2.85
(valores Metcalf, Arceivala, Barnes etc)		
Fracao de amonia-N no lodo excd (kgAmon/kgSSV)	0.12	0.12

Coefficientes para dimensionamento da aeração

Concent. saturação O ₂ , água limpa, 20°C (g/m ³)	9.02	9.02
Altitude (m)	800	800
Fator de correção para altitude (-)	0.92	0.92
Temperatura do líquido no mês mais frio (°C)	20	20
Temperatura do líquido no mês mais quente (°C)	25	25
Coeficiente alfa	0.70	0.70
Coeficiente beta	0.90	0.90
Coeficiente de temperatura (-)	1.024	1.024
Concent. min O ₂ a ser mantida no reator p/ Qmax (g/m ³)	1.0	1.0
Concent. média O ₂ a ser mantida no reator p/ Qmed (g/m ³)	2.0	2.0
Relação O ₂ fornec/DBO ₅ rem (kgO ₂ /kgDBO ₅) - PNB570	1.5	1.5

Alternativa: ar difuso

Massa especif. ar (20°C, altit=0m) (kg/m ³)	1.2	1.2
Fração de O ₂ no ar (por peso) (gO ₂ /g ar)	0.23	0.23
Eficiência de transf. de O ₂ (-)	0.30	0.30
Coefic. segurança (-)	1.0	1.0
Perda de carga na tubulação (assumir) (m)	1.0	1.0
Eficiência do motor e do soprador (-)	0.6	0.6
Vazão de ar por difusor (m ³ /d)	90	90

Fluxograma da estação**COMPUTAR CARGAS DE SS E DBO**

DOS SOBRENADANTES? (1=sim; 0=não)		
Adensador por gravidade? (1=sim; 0=não)	0	0
Adensador alternativo? (1=sim; 0=não)	0	0
Digestor anaeróbio? (1=sim; 0=não)	0	0
Desidratação? (1=sim; 0=não)	1	1
Sobrenadantes p/ entrada ETE ou Tanque Aerac.? (1=ETE, 0=TA)	1	1

REATOR UASB

UASB existente? (1=sim; 0=nao)	1	1
Lodo aeróbio retornado ao UASB (1=sim;0=não)	1	1

DECANTADOR PRIMÁRIO

Decantador primário existente? (1=sim; 0=nao)	0	0
---	---	---

DESIDRATAÇÃO

Lodo a ser desidratado

Lodo secundário não adensado? (1=sim, 0=nao)	0	0
Lodo adensado gravíd (prim/sec)? (1=sim, 0=nao)	0	0
Lodo adensado altern. (prim/sec) (1=sim, 0=nao)	0	0
Lodo digerido aerobicamente (1=sim, 0=nao)	0	0
Lodo digerido anaerobicamente (1=sim, 0=nao)	0	0
Lodo aerob+anaerob proveniente de UASB (1=sim, 0=não)	1	1

Parâmetros de dimensionamento

Eventual UASB a montante do LA

Relação DQO/DBO esgoto bruto (-)	1.67	1.67
Fração de by-pass do esgoto bruto (0 se inexistente)	0.00	0.00

Eficiência de remoção no UASB a montante do Lodos Ativados (0 se não existente)

DBO ₅	(usual 0,70)	Diferentes dos valores MKM	0.65	0.65
DQO	(usual 0,65)	Diferentes dos valores MKM	0.60	0.60
NTK	(usual 0,10)	Diferentes dos valores MKM	0.10	0.10
P	(usual 0,10)	Diferentes dos valores MKM	0.10	0.10
SS	(usual 0,80)	Diferentes dos valores MKM	0.80	0.80

Eficiência de remoção resultante do UASB e by-pass

$$E=1-[(1-Fbp)*(1-Euasb)+Fbp]$$

DBO ₅	0.65	0.65
DQO	0.60	0.60
NTK	0.10	0.10
P	0.10	0.10
SS	0.80	0.80

Relação DQO/DBO afluente LA (-)

Fração solúvel da DQO (-) (sem reator UASB: 0,3; com reator UASB: 0,5)

Reator

Fração do reator ou do tempo como zona anaeróbia (-)	0.00	0.00
Fração do reator ou do tempo como zona pré-anóxica (-)	0.00	0.00
Fração do reator ou do tempo como zona aeróbia (-)	1.00	1.00
Fração do reator ou do tempo como zona pós-anóxica (-)	0.00	0.00
Idade do lodo de projeto (aerob+anox) (d)	7.0	4.0
Idade do lodo resultante na zona aeróbia (d)	7.0	4.0

SSVTA (voláteis) (g/m³) MKM: SSVTA = 2013 mg/l (mas volumesSSTA (totais) resultantes (g/m³) dos tanques conduzem a

Razão de recirculação do lodo média (Qr/Q) (-) se manter IL=7d

Razão de recirculação do lodo de projeto (Qr/Q) (-)

Razão de recirc. interna (p/ desnitrificação) (3 a 4 se desnitrif necessária)

Destino retorno lodo (0=zona anox, 1=zona anaer)

SSLR (totais) resultantes no lodo de retorno (g/m³)Densidade de potência dos misturadores na zona anóxica (W/m³)

Decantador secundario

Taxa de escoamento superficial (p/ Qmédia) (m³/m².d)Taxa escoam. superf. max (p/Qméd) - PNB-570 (m³/m².d)Taxa de aplicacao de solidos (p/ Qmedia) (kg/m².d)Taxa de aplic. sol. max (p/Qmed) - PNB-570 (kg/m².d)Taxa de escoamento superficial (p/ Qmax) (m³/m².d)Taxa de aplicacao de solidos (p/ Qmax) (m³/m².d)

Coeficientes para o cálculo do fluxo limite (von Sperling, 1997)

Faixa de decantabilidade:

ruim		
v ₀ (m/h)	6.2	6.2
K (m ³ /kg)	0.67	0.67
m	6.26	6.26
n	0.69	0.69

Taxa de vertedor (p/ Qmed) (m³/m.d)	200	200
Taxa de vertedor máxima (PNB-570)	290	290
Tempo de detenção hidráulica mínimo - PNB-570 (h)	1.5	1.5
Veloc. horiz. max. (PNB-570, decant. retang) (mm/s)	20	20
Decliv. fundo decant. circ. (V/H) (%) (8% se raspador, 0% se sucção)	8.0	8.0
Desidratação do lodo		
Teor de sólidos (SST) no lodo desidratado (%)	22	22
Massa específica do lodo desidratado (kg/m³)	1.05	1.05
Captura de sólidos (%)	85	85

DADOS DE SAÍDA

Calculo das cargas e concentracoes no esgoto afluyente ao reator

a) Cargas e concent. no esgoto afluyentea Cargas e concent. no esgoto afluyente (antes de eventual dec. prim. ou UASB) (antes de eventual dec. prim. ou UASB)

Vazão total (esgoto bruto) (m³/d)		
Vazão média	32,314	32,314
Vazão máxima	50,285	50,285
Vazão mínima	16,157	16,157
Vazões adicionais (m³/d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	163	173
TOTAL	163	173
Lodo aeróbio retornado ao eventual UASB (m³/d)	1,407	1,198
Vazão afluyente ao tratamento (incluindo cargas adicionais) (m³/d)		
Vazão média	33,883	33,685
Vazão máxima	51,855	51,656
Vazão mínima	17,727	17,528
Relação Qmáx/Qmed	1.53	1.53
Relação Qmin/Qmed	0.52	0.52
Carga média total no esgoto bruto (kg/d)		
DBO ₅	12,181	12,181
NTK	1,808	1,808
P	264	264
SS	9,354	9,354
Cargas adicionais de DBO ₅ (kg/d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	94	124
TOTAL	94	124
Lodo aeróbio retornado ao eventual UASB (kgDBO ₅ /d)	1,531	1,840
Cargas adicionais de SS (kg/d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	842	896
TOTAL	842	896
Lodo aeróbio retornado ao eventual UASB (kgSS/d)	2819	3193

Carga média total no afluente (incluindo cargas adicionais) (kg/d)		
DBO ₅	13,806	14,144
NTK	1,808	1,808
P	264	264
SS	13,015	13,443
Carga máxima total no afluente (incluindo cargas adicionais) (kg/d)		
DBO ₅	21,128	21,691
NTK	2,768	2,773
P	404	405
SS	19,917	20,615
Concentração média no esgoto bruto (g/m ³)		
DBO ₅	377	377
NTK	56	56
P	8	8
SS	289	289
Concentrações de DBO ₅ associadas às cargas adicionais (g/m ³)		
Lodo aeróbio retornado ao eventual UASB	1,088	1,536
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	577	718
Concentrações de SS associadas às cargas adicionais (g/m ³)		
Lodo aeróbio retornado ao eventual UASB	2,003	2,666
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	5,172	5,172
Concentração média no esgoto afluente ao tratamento (incluindo cargas adicionais) (g/m ³)		
DBO ₅	407	420
NTK	53	54
P	8	8
SS	384	399
b) Cargas e concent. no esgoto afluente à etapa biológ. do LA		
(após eventual dec. prim. ou UASB) (após eventual dec. prim. ou UASB)		
Fator de atenuação das relações Q _{máx} /Q _{méd} e Q _{mín} /Q _{méd} no eventual UASB (1,0 caso não haja UASB; 0,8 caso haja UASB)	0,8	0,8
Vazão total afluente ao tratamento (m ³ /d)		
Vazão média	33,883	33,685
Vazão máxima	41,484	41,325
Vazão mínima	22,158	21,910
Vazões adicionais para LA (m ³ /d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	0	0
TOTAL	0	0
Vazão de lodo do decantador primário (valor negativo) (m ³ /d)	0	0
Vazão de lodo removido do eventual UASB (valor negativo) (m ³ /d)	183	195
Vazão total afluente (após eventual decant.primário e incluindo retornos) (m ³ /d)		
Vazão média	33,700	33,490
Vazão máxima	41,300	41,130
Vazão mínima	21,975	21,715
Relação Q _{máx} /Q _{méd} resultante	1.23	1.23
Relação Q _{mín} /Q _{méd} resultante	0.65	0.65
Carga média total no afluente ao LA (após eventual UASB) (kg/d)		
DBO ₅	4,832	4,951
NTK	1,628	1,628
P	238	238
SS	2,603	2,689

Carga máxima total no afluente ao LA (após eventual UASB) (kg/d)		
DBO ₅	5,922	6,080
NTK	1,995	1,999
P	291	292
SS	3,190	3,302
Cargas adicionais de DBO ₅ para LA (kgDBO ₅ /d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	0	0
TOTAL	0	0
Cargas adicionais de SS para LA (kgSS/d)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	0	0
TOTAL	0	0
Carga média (após eventual dec. prim. e incluindo retornos) (kg/d)		
DBO ₅	4,832	4,951
NTK	1,628	1,628
P	238	238
SS	2,603	2,689
Carga máxima (após eventual dec. prim.) (kg/d)		
DBO ₅	5,922	6,080
NTK	1,995	1,999
P	291	292
SS	3,190	3,302
Concentração média no esgoto afluente ao LA (após eventual UASB) (g/m ³)		
DBO ₅	143	148
NTK	48	49
P	7	7
SS	77	80
Concentrações de DBO ₅ associadas às cargas adicionais (g/m ³)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	0	0
Concentrações de SS associadas às cargas adicionais (g/m ³)		
Sobrenadante adensador por gravidade	0	0
Sobrenadante adensador alternativo	0	0
Sobrenadante do digestor anaeróbio secundário	0	0
Filtrado da desidratação	0	0
Concentração média (efluente eventual dec. prim.) (g/m ³)		
DBO ₅	143	148
NTK	48	49
P	7	7
SS	77	80
Concentração média (afluente tanque aeração e incluindo retornos e by-pass) (g/m ³)		
DBO ₅	143	148
NTK	48	49
P	7	7
SS	77	80
Relações entre variáveis afluentes ao trat. biolog.		
DBO ₅ /NTK	3.0	3.0
DBO ₅ /P	20.3	20.8

Cálculo da DBO solúvel do efluente final

SS efluente (Xe) (g/m ³)	25	25
SSV efluente (Xve) (g/m ³)	19	20
Fração biodegradável dos SSV (fb)	0.72	0.75
SS biodegradáveis efluentes (Xbe=fb*Xve) (g/m ³)	14	15
DBO ₅ em suspensão efluente (g/m ³)	14	14
DBO ₅ solúvel efluente (=DBOmax-DBO ₅ susp) (g/m ³)	6	6
DBO ₅ total efluente (g/m ³)	20	20
DBO ₅ solúvel a ser obtida (g/m ³) (>1 g/m ³)	6	6

Eficiência na remoção da DBO

Eficiência com base na DBO ₅ solúvel (%)	95,5	96,2
Eficiência total do Lodos Ativados (%)	86,1	86,5
Eficiência global do sistema (%)	94,7	94,7
Carga de DBO ₅ removida na etapa biológica (kg/d)	4616	4763

Distribuição dos sólidos no tratamento**a) Sólidos removidos na decantação primária**

SS totais (kg/d)	0	0
SS inorgânicos (kg/d)	0	0
SSV (kg/d)	0	0
SSV (kg/d)	0	0
SSV inerte (não biodeg) (SSnb) (kg/d)	0	0
SSV biodegradável (SSb) (kg/d)	0	0

b) Esgoto afluente ao reator

SS totais (kg/d)	2,603	2,689
SS inorgânicos (kg/d)	521	538
SSV (kg/d)	2,082	2,151
SSV (kg/d)	2,082	2,151
SSV inerte (não biodeg) (kg/d)	833	860
SSV biodeg (SSb) (kg/d) -> já incluídos na DBO		

c) Sólidos biológicos formados no reator

SS totais formados (kg/d)	3,077	3,175
SSinorg formados (kg/d)	308	318
SSV formados (kg/d)	2,769	2,858
Imediatamente na geração dos sólidos:		
SSb formados (kg/d)	2,216	2,286
SSnb (não biodeg) formados (kg/d)	554	572
Com permanência de SRT dias:		
SSb formados (kg/d)	2,002	2,152
SSnb (não biodeg) formados	213	134
Após destruição (com SRT dias)		
SSnb totais (geração e após SRT) (kg/d)	767	706
SSb destruídos (kg/d)	769	543
SSb remanescentes (kg/d)	1,233	1,609
% destruição dos SS biodegradáveis (SSb) formados	38	25

d) Resumo do reator: sólidos esgoto bruto + sólidos formados

Divisão inorg/não biodeg/biodeg (totais)		
SS inorg. totais (kgSSinorg/d)	828	855
SS não biodegrad. totais (kgSSnb/d)	1,600	1,566
SS biodegrad. totais (kgSSb/d)	1,233	1,609
SSV produzidos (biológicos)		
Produção bruta (síntese) (kg/d)	2,769	2,858
Decaimento (respiração endógena) (kg/d)	769	543
Produção líquida (kg/d)	2,000	2,315
(ou cálculo $p/Y_{obs} = 1/(1 + K_d \cdot t_b \cdot SRT)$)	2,000	2,315
SSV totais = (SSnb + SSb) com SRT dias (kg/d)	2,833	3,175
ou		
SSV totais = (Produção líquida SSV + SSV não biodeg. afluente) (kg/d)	2,833	3,175
SS totais = (SSV + SSinorg) com SRT dias (kg/d)	3,661	4,031
Relação SSV/SS resultante no reator	0,77	0,79

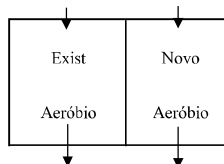
Cálculo do volume do reator

Resumo dos dados necessários:

Idade do lodo (aer+anox) (dias)
 SSVTA (g/m³)
 SSTA (g/m³)
 Q média (m³/d)
 Y (Xv/DBO₅)
 Kd (Xv/Xv.d)
 fb (Xb/Xv)
 S0 (gDBO₅/m³)
 S (gDBO₅/m³)

7.0	4.0
1,550	2,100
2,003	2,666
33,700	33,490
0.6	0.6
0.08	0.08
0.72	0.75
143	148
6	6

Volume requerido para o reator (anox+aerob) (m³)
 Fator correcc. remocao DBO mais lenta na zona anox (-)
 Volume total requerido (anox+aerob) (m³)
 Volume total requerido (c/ eventual zona anaer) (m³)



8,902	4,386
1.00	1.00
8,902	4,386
8,902	4,386

Número de reatores a ser adotado (-)

Volume requerido para cada reator (m³)

2	1
4451	4386

Profundidade do reator (m)

Área requerida para cada reator (m²)

6.00	6.00
742	731

Relação comprimento/largura (L/B) para o reator

1.24	1.24
------	------

Comprimento requerido para cada reator (m)

Largura requerida p/ cada reator (m)

30.33	30.11
24.46	24.28

Comprimento adotado p/ cada reator (m)

Largura adotada p/ cada reator (m)

29.80	29.80
24.00	24.00

Área resultante de cada reator (m²)

(checar com área requerida)

715.2	715.2
Não OK!	Não OK!

Relação comprimento/largura (L/B) resultante

1.24	1.24
------	------

Inclinação do talude interno (horz/vert) (0 se parede vertical; 1 se talude 45°)

Borda livre no tanque de aeração (m)

0.0	0.0
0.8	0.8

Comprimento no fundo (m)

Comprimento no NA (m)

Comprimento na crista do talude (m)

29.80	29.80
29.80	29.80
29.80	29.80

Largura no fundo (m)

Largura no NA (m)

Largura na crista do talude (m)

24	24
24.00	24.00
24.00	24.00

Volume resultante de cada reator (m³)

Volume total resultante dos reatores (m³)

Volume anox+aerob total (m³)

Volume aeróbio total (m³)

Volume anaeróbio (m³)

4,291	4,291
8582	4291
8,582	4,291
0	0

Tempo de detenção hidráulica médio (h)

6.1	3.1
-----	-----

Divisão dos tempos de detenção (h)

Zona anaeróbia

Zona pré-anóxica

Zona aeróbia

Zona pós-anóxica

Total

0.0	0.0
0.0	0.0
6.1	3.1
0.0	0.0
6.1	3.1

Relação T aer/T total

1.00	1.00
------	------

Divisão do comprimento do reator (m)

Zona anaerobia

Zona pré-anoxica

Zona aerobia

Zona pos-anoxica

Total

0.00	0.00
0.00	0.00
29.80	29.80
0.00	0.00
29.80	29.80

Idade do lodo resultante (anox+aerob) (dias) (se bem superior ao adotado, corrigir SRT inicial)	6,7	3,9
Idade do lodo aerobia resultante (dias)	6,7	3,9
Taxa de utilização de substrato (Efic.xF/M)		
Em termos de SSVTA (kgDBO ₅ /kgSSV.d)	0,35	0,53
Em termos de SSTA (kgDBO ₅ /kgSS.d)	0,27	0,42
Relação F/M		
Em termos de SSVTA (kgDBO ₅ /kgSSV.d)	0,36	0,55
Em termos de SSTA (kgDBO ₅ /kgSS.d)	0,28	0,43
Potência total requer. para os misturadores na zona pré-anóxica (CV)	0	0
Potência requer. p/ misturad. na zona pré-anóx. em cada reator (CV)	0	0
Seleção na zona pré-anóxica (pode funcionar como aeróbia também)		
Número de compartimentos (ideal: 3)	3	0
Volume de cada compartimento (m ³)	0	-
Relação F/M no 1o compartimento (kgDBO/kgSSTA.d) (ideal entre 3 e 5; evitar > 8; Metcalf 2003, p. 703)	-	-
Largura de cada compartimento (m)	24,00	24,00
Comprimento de cada compartimento (m)	0,00	-
Remoção de lodo excedente		
----- (ver acima no item Distribuição dos Sólidos)		
Detalhamento e verificação da produção total:		
- P _{xv} (kgSSV/d)	2,833	3,175
- P _{xi} (kgSSi/d)	828	855
- P _x (kgSS/d)	3,661	4,031
Massa de SS a ser extraída por dia		
Massa de SS entrando e produzida (P _x) (kg/d)	3,661	4,031
Massa de SS saindo com o efluente (kg/d)	843	837
Massa a ser extraída (kgSST/d)	2,819	3,193
Concentração do lodo removido (g/m ³)		
1 - Remoção do reator	2,003	2,666
2 - Remoção da linha de recirculação	4,674	6,220
3 - Remoção do compartim. em sedim. (acr. altern. ou Vespas+RBN)	10,542	5,550
Retirada do lodo exced (1=reator; 2=linha recirc; 3=acr alt ou Vespas)	1	1
Conc. adotada para o lodo removido (gSST/m ³)	2,003	2,666
Volume de lodo removido por dia (m ³ /d)	1,407	1,198
Número de retiradas por dia (-)	24	24
Duração de cada retirada (min)	60	60
Volume de lodo em cada retirada (m ³ /retirada)	58,6	49,9
Vazão de lodo em cada retirada (l/s)	16,3	13,9
Produção específica de lodo		
kg SSV por kg DBO ₅ removida	0,61	0,67
kg SS por kg DBO ₅ removida	0,79	0,85
g SSV per capita por dia	13,6	15,3
g SS per capita por dia	17,6	19,4
Opção de retorno do lodo excedente para UASB		
Carga SST afluente UASB (kg/d)	2,819	3,193
Carga SSV afluente UASB (kg/d)	2,181	2,516
Carga SSF afluente UASB (kg/d)	638	678
Eficiência de remoção de SSV no UASB	0,30	0,30
Lodo aeróbio:		
Carga SSV efluente do UASB (kg/d)	1,527	1,761
Carga SSF efluente do UASB (kg/d)	638	678
Carga SST efluente UASB (kg/d)	2,164	2,439

Lodo anaeróbio:

Coeffic. produção de lodo (kgSST/kgDQOaplicada)	0.15	0.15
Fração de by-pass ao UASB	0.00	0.00
Considerar by-pass do UASB p/ cálculo Px anaeróbio? (0=não; 1=sim)	0	0
Fração de by-pass do UASB a ser considerada	0.00	0.00
Relação DQO/DBO esgoto bruto (-)	1.67	1.67
Carga de DQO aplicada ao UASB (kgDQO/d)	23.000	23.565
Produção de lodo anaeróbio (kgSST/d)	3.450	3.535
Produção total (aerob+anaerob) de lodo (kgSST/d)	5.614	5.973
Concentração do lodo removido do UASB (%)	3.0	3.0
Massa específica do lodo removido do UASB (kg/m³)	1,020	1,020
Vazão total de lodo extraído do UASB (m³/d)	183	195

Obs: conferir a produção de lodo anaeróbio na planilha de dimensionamento do UASB

Nitrificação

Volume aeróbio nos reatores (m³)	8,582	4,291
a) Correções na taxa de cresc. espec. max. U_{max}		
U _{max} em condições ideais (1/d)	0.25	0.25
Fatores de influência		
Concent. amônia no reator (g/m³)	12.5	23.5
Concent. O ₂ no reator (g/m³)	2.0	2.0
Temperatura no reator (mes mais frio) (°C)	20	20
pH no reator (-)	6.8	6.8
Fator de correção para a concent.de amônia no reator	0.95	0.97
Fator de correção para a concent. de O ₂ no reator	0.71	0.71
Fator de correção para a temperatura no mês mais frio	1.00	1.00
Fator de correção para o pH	0.67	0.67
Fator de correção global	0.45	0.46
U resultante (1/d)	0.11	0.12
Idade do lodo mínima requerida (1/U) (d)	8.9	8.6
Idade do lodo aerobia resultante (dias)	6.7	3.9
(deve ser maior que a idade do lodo aerobia)	Nao OK!	Nao OK!

b) Cálculo da fração de nitrificantes nos SSV

Produção de SSV por dia (biológicos) (kgSSV/d)	2,000	2,315
Carga de NTK afluente (kg/d)	1,628	1,628
Carga de NTK efluente (kg/d)	101	100
Carga de NTK incorp. no lodo exced. (kg/d)	240	278
Carga de NTK a ser oxidada Q.(N0-Ne)	1,286	1,249
Produção de nitrificantes por dia (kg/d) (=0 se SRT<3,5 d)	103	100
Fração de nitrif. nos SSV produz. (-)	0.051	0.043

c) Cálculo da taxa de nitrificação

Taxa nitrif. zona aeróbia c/ popul. nitrif. (kgNTK/d)	967	563
Taxa específica result. na zona aeróbia (mgNTK/gSSV.h)	3.03	2.60

d) Cálculo da concent. NTK efluente

(em função da carga afluente e da carga remov.)

Concent. NTK efluente do reator (g/m ³) (valor mínimo = 3,0 mg/l)	12.5	23.5
Eficiência do sistema prim+sec na rem. de NTK (%)	74.1	51.7
Carga de NTK-N realmente oxidada (kgNTK/d)	967	563

Desnitrificação**a) Dados gerais**

Volume da zona pré-anóxica (m ³)	0	0
Massa de SSV na zona pré-anóxica (kg)	0	0
Volume da zona pós-anóxica (m ³)	0	0
Massa de SSV na zona pós-anóxica (kg)	0	0
Razão de recirculação de lodo (Qr/Q)	0.75	0.75
Razão de recirc. interna (da zona aeróbia) (Qri/Q)	0.00	0.00
Razão de recirc.total p/ pré-anox. ((Qr+Qri)/Q)	0.75	0.75

b) Correção na taxa de desnitrificação

Fator de correcao para a temperatura	1.00	1.00
Taxa desnit. result. zona pré-anóxica (kgNO ₃ /kgSSV.d)	0.050	0.050
Taxa desnit. result. zona pós-anóxica (kgNO ₃ /kgSSV.d)	0.035	0.035

c) Cargas de NO₃

Carga NO ₃ -N produz. por nitrif. na zona aerob. (kg/d)	967	563
Capac. redução NO ₃ -N na zona pós-anóxica (kg/d)	0	0
Carga NO ₃ -N realmente reduz. zona pós-anóxica (kg/d)	0	0
Carga NO ₃ -N remanescente zona pós-anóxica (kg/d)	967	563
Carga de NO ₃ -N recirc. a zona pré-anóxica (kg/d)	414	241
Carga NO ₃ equiv.O ₂ rec.zona aer. (1NO ₃ =O ₂ /2.85) (kg/d)	5	5
Carga de NO ₃ -N total (recirc+O ₂ equival) (kg/d)	419	246
Capac. redução de NO ₃ -N zona pré-anóxica (kg/d)	0	0
Carga NO ₃ -N realmente reduz. zona pré-anox. (kg/d)	0	0
Carga de NO ₃ -N reduz. (zonas pré e pós-anóxica) (kg/d) (sem equivalente de O ₂)	0	0
Carga de NO ₃ -N retorn. zona anaer. (kg/d)	0	0
Capac. redução NO ₃ -N zona anaeróbia (kg/d)	0	0
Carga NO ₃ -N realm. reduz. zona anaeróbia (kg/d)	0	0
Relação NO ₃ retornado zona anaer / NO ₃ produz (Não OK se NO ₃ retorn.zona anaer > 20%NO ₃ produz) (critério subjetivo relativo remoção P)	0.00 OK	0.00 OK
Carga de NO ₃ -N efluente (kgNO ₃ -N/d)	967	563

d) Concentrações efluentes de nitrogênio

Concentração NH ₄ -N efluente (g/m ³)	12.5	23.5
Concentração NO ₃ -N efluente (g/m ³)	28.7	16.8
Concentração N total efluente (g/m ³)	41.2	40.3
Eficiência na remoção da amônia (%)	74.1	51.7
Eficiência na remoção do NO ₃ -N formado (%)	0.0	0.0
Eficiência na remoção de N total no sistema (%)	14.7	17.1

Requisitos de oxigênio**a) Demanda carbonácea**

Relação DBOu/DBO ₅	1.46	1.46
Coefficientes de demanda de O ₂		
(síntese) (kgO ₂ /kgDBO ₅ removido)	0.61	0.61
(respir. endógena) (kgO ₂ /kgSSb destruído)	1.42	1.42
Demanda para síntese (kgO ₂ /d)	2,818	2,908
Demanda para respiração endógena (kgO ₂ /d)	1,093	771

b) Demanda para nitrificação

Coefficiente de demanda de O ₂ (kgO ₂ /kgNH ₄ -N oxid)	4.57	4.57
Carga de NH ₄ -N oxidado por dia (kgNH ₄ -N/d)	967	563
Demanda de O ₂ (kgO ₂ /d)	4417	2574

c) Economia com desnitrificação

Coefficiente de produção de O ₂ (kgO ₂ /kgNO ₃ -N reduz)	2.85	2.85
Carga de NO ₃ -N reduzido por dia (kgNO ₃ -N/d)	0	0
Produção de O ₂ (kgO ₂ /d)	0	0
Considerar economia com desnitrificação? (0=não; 1=sim)	0	0

d) Resumo

Demanda para síntese (kgO ₂ /d)	2,818	2,908
Demanda para respiração endógena (kgO ₂ /d)	1,093	771
Demanda para nitrificação (kgO ₂ /d)	4,417	2,574
Produção na desnitrificação (kgO ₂ /d)	0	0
Demanda total - vazão média (kgO ₂ /d)	8,328	6,253
Demanda total - vazão máxima (kgO ₂ /d)	10,206	7,680
Fator de correção para demanda média de O ₂ (1,2 p/ dia de > consumo?)	1.20	1.20
Demanda para Qmed com fator de correção	9993	7504
Satisfazer demanda para Qmax ou para Fator x Qmed (0=Qmax; 1=Fator x Qmed)?	0	0
Demanda a ser satisfeita (no campo) (kgO ₂ /d)	10,206	7,680
Relação O ₂ req/DBO ₅ rem	2.21	1.61
Relação O ₂ req/DBO ₅ afluente ao reator	2.11	1.55
Checar com PNB-570	OK	OK
Taxa de consumo de oxigênio média (TCO) (gO ₂ /m ³ .min)	0.67	1.01
Taxa de consumo de oxigênio média (TCO) (gO ₂ /m ³ .h)	40.4	60.7

e) Valores a serem adotados

Requisito total de O ₂ (no campo) (kg/d)	10,206	7,680
---	--------	-------

f) Correção para as condições padrão

Conc. satur. O ₂ , água limpa, nível mar, mês frio (g/m ³)	9.02	9.02
Conc. satur. O ₂ , água limpa, nível mar, mês quente (g/m ³)	8.18	8.18
Capac. oxigenação requerida (kgO ₂ /d) - mês mais frio	20,445	15,384
Capac. oxigenação requerida (kgO ₂ /d) - mês mais quente	20,366	15,325
Capac. oxigenação padrão a ser adotada - por dia (kgO ₂ /d)	20,445	15,384
Capac. oxigenação padrão a ser adotada - por hora (kgO ₂ /h)	852	641
Fator de correção padrão/campo (-)	2.00	2.00
Fator de correção campo/padrão (-)	0.50	0.50

Conc. OD resultantes (mês mais quente):		
Concent. OD máxima no reator - $Q_{méd}$ (g/m ³)	2.07	2.08
Concent. OD máxima no reator - $Q_{máx}$ (g/m ³)	1.02	1.02
Conc. OD resultantes (mês mais frio):		
Concent. OD máxima no reator - $Q_{méd}$ (g/m ³)	2.18	2.19
Concent. OD máxima no reator - $Q_{máx}$ (g/m ³)	1.00	1.00

Alternativa: aeração por ar difuso

a) Quantidade de ar

Quantidade teórica requerida no campo (m ³ /d)	74,076	55,741
Quantidade real requerida (c/ eficiência) (m ³ /d)	246,922	185,803
Valores por minuto (m ³ /min)		
Quantidade total	171	129
Segundo a PNB-570 - valor total (m ³ ar/min)	170	128
Quantidade de ar a ser adotada (c/ coef. seg) (m ³ /min)	171	129
Quantidade de ar (m ³ /s)	2.9	2.2
Quantidade por reator (m ³ /min)	86	129
Número requerido de difusores por reator	1,372	2,064
Número total de difusores	2,744	2,064
Densidade de difusores (difusores/m ²)	1.9	2.9

b) Requisitos energéticos

Potência requerida (kW)	327	246
Potência requerida (CV)	436	328
Eficiência de oxigenação padrão resultante (kgO ₂ /kWh)	2.60	2.60
Potência adotada (CV)	450	400
Potência adotada (kW)	338	300
(Pot.instal. >> Pot.requer. P/ garantir O ₂ em caso de by-pass do UASB)		
Potência média consumida (igual à requerida) (kW)	327	246
Potência média consumida (kWh/mês)	235,502	177,209
Valores per capita:		
Potência instalada (W/hab)	1.6	1.4
Potência consumida (kWh/hab.ano)	14	10
Densidade de potência resultante em $Q_{méd}$ (zona aerob) (W/m ³)	38	57
(em $Q_{méd}$ assume-se Potência Consumida = Potência Requerida)		
(checar com PNB-570):		
	OK	OK
Capac. oxigen. resultante - padrão, por dia (kgO ₂ /d)	21,096	18,752
Conc. OD resultantes (mês mais quente):		
Concent. OD máxima no reator - $Q_{méd}$ (g/m ³)	2.22	2.92
Concent. OD máxima no reator - $Q_{máx}$ (g/m ³)	1.20	2.05
Conc. OD resultantes (mês mais frio):		
Concent. OD máxima no reator - $Q_{méd}$ (g/m ³)	2.35	3.14
Concent. OD máxima no reator - $Q_{máx}$ (g/m ³)	1.20	2.16

Remoção de fósforo

a) Dados iniciais

Carga de P no esgoto afluente ao LA (kgP/d)	238	238
Carga de P no esgoto afluente ao LA, com retornos (kg/d)	238	238
Concentração de P no esgoto afluente ao LA (g/m ³)	7.0	7.1
Concentração de P no esgoto afluente ao LA, com retornos (g/m ³)	7.0	7.1
Concentração de DQO no afluente ao LA (g/m ³)	273	281
Concentração de DQO solúvel (g/m ³)	137	141

Relação DQO/NTK (ideal > 13, aceitável > 9)	5.7	5.8
Fator de propensão rem.excesso P (ASCE/WPCF) (-)	0.000	0.000
Fração P/Xa	0.060	0.060
Relação Xa/Xv	0.899	0.940
Fração P/Xv (máximo=(SSV/SS)*7%)	0.054	0.056
Fração P/X (conteúdo de P no SST) (máximo 7%)	0.042	0.044
b) Remoção de P no reator		
Carga de P removida no lodo excedente (kg/d)	108	131
Carga de P solúvel no efluente (kg/d)	130	107
Carga de P particulado no efluente (kg/d)	35	37
Carga de P total no efluente (kg/d)	165	144
Concentração de P solúvel no efluente (g/m ³)	3.8	3.2
Concentração de P particulado no efluente (g/m ³)	1.0	1.1
Concentração de P total no efluente (g/m ³)	4.9	4.3
Eficiência na remoção de P (%)		
Tratam. primário	0.0	0.0
Tratam. secundário	30.6	39.3
Total	30.6	39.3

Dimensionamento do decantador secundário

a) Valores afluentes

Para vazão média:		
Vazão média (Q) (m ³ /d)	33,700	33,490
Razão de recirculação de lodo (-)	0.75	0.75
Vazão de recirculação de lodo (m ³ /d)	25,275	25,117
Carga de sólidos (Q+Qr).X (kg/d)	118,139	156,224
Para vazão máxima:		
Vazão máxima (Q) (m ³ /d)	41,300	41,130
Vazão de recirculação de lodo (m ³ /d)	25,275	25,117
Carga de sólidos (Q+Qr).X (kg/d)	133,364	176,590

b) Área requerida com base em taxas de aplicação

Critério pela taxa de escoamento superficial

Área para Qméd (todos decant) (m ²)	2,106	2,093
Área p/ Qméd (todos decant) - PNB-570 (m ²)	1,404	1,395
Área para Qmáx (todos decantadores) (m ²)	1,033	1,028

Critério pela taxa de aplicação de sólidos

Área para Qméd (todos decant) (m ²)	1,181	1,562
Área p/ Qméd (todos decant) - PNB-570 (m ²)	820	1,085
Área para Qmáx (todos decantadores) (m ²)	580	768

Área total requerida em função das taxas (m ²)	2,106	2,093
--	-------	-------

c) Área requerida em função de fluxo limite de sólidos (von Sperling, 1997)

Fluxo de sólidos aplicado (p/ Qmed) (kg/m ² .d)	56.1	74.6
Fluxo limite de sólidos (kg/m ² .d)	171.8	126.5

d) Área total requerida (final)

Área total requerida (m ²)		
Segundo taxas de aplicação hidráulica	2,106	2,093
Segundo taxas de aplicação de sólidos	1,181	1,562
Segundo von Sperling (fluxo sólidos)	687	1,235
Segundo von Sperling (Q/A=v)	867	1,343
Área total requerida (todos os criterios) (m ²)	1,181	1,562
Área total adotada (m ²)	Adotar área menor (no caso de UASB a montante, se critério de TAH for o mais restritivo)	1,622

Formato	circular		circular
Numero de decantadores (-)	2		2
Área requerida para cada decantador (m ²)	811		811
Diâmetro requerido para cada decantador (m)	32.1		32.1
Diâmetro adotado para cada decantador (m) (checar com diametro requerido)	Exist=29m Novo=35m	32.00 Nao OK!	32.00 Nao OK! Exist=29m Novo=35m
Área resultante de cada decantador (m ²)	804		804
Área resultante total (m ²)	1,608		1,608
Taxa de aplicação de sólidos resultante (kg/m ² .d) (checar com PNB-570):	73 OK		97 OK
Taxa de escoamento superficial resultante (m ³ /m ² .d) (checar com PNB-570):	21 OK		21 OK

Altura da parede lateral (m)	Exist=3,2m	3.80	3.80	Exist=3,2m
Declividade de fundo (V/H) (%)	Novo=4,1m	8.0	8.0	Novo=4,1m
Profundidade da parte cônica (m)		1.28	1.28	
Volume de cada decantador (m ³)		3,398	3,398	
Volume total de decantadores (m ³)		6,795	6,795	
Tempos de detenção (h)				
Para Q _{méd}		4.8	4.9	
Para Q _{méd} + Q _r		2.8	2.8	
Para Q _{máx} + Q _r (todos decantad)		2.4	2.5	
Para Q _{máx} + Q _r (1 decant. fora)		1.2	1.2	
(checar com PNB-570):		OK	OK	
Comprim. requerido de vertedor (p/decantador) (m)		84.3	83.7	
Comprimento disponível de vertedor (por decant)				
Vertedor único, a 0.5 m da parede (m)		97.3	97.3	
Vertedor duplo, a 0,5 e 1,0 m da parede (m)		191.5	191.5	
Comprimento de vertedor a ser adotado (m)		97.3	97.3	
Taxa de vertedor resultante (m ³ /m.d)		173	172	

Desidratação do lodo

Lodo a ser desidratado			
Lodo secundário não adensado? (1=sim, 0=nao)	0	0	
Lodo adensado gravid (prim/sec)? (1=sim, 0=nao)	0	0	
Lodo adensado altern. (prim/sec) (1=sim, 0=nao)	0	0	
Lodo digerido aerobiamente (1=sim, 0=nao)	0	0	
Lodo digerido anaerobiamente (1=sim, 0=nao)	0	0	
Lodo aerob+anaerob proveniente de UASB (1=sim, 0=não)	1	1	
Carga de SST afluente (kgSST/d)	5,614	5,973	
Vazão de lodo afluente (m ³ /d)	183	195	
Concentração média do lodo afluente (g/m ³)	30,600	30,600	
Teor de sólidos (SST) no lodo desidratado (%)	22	22	
Massa específica do lodo desidratado (kg/m ³)	1.05	1.05	
Captura de sólidos (%)	85	85	
Carga de SST no lodo desidratado (torta) (kgSST/d)	4,772	5,077	
Volume diário do lodo desidratado (torta) (m ³ /d)	20.7	22.0	
Vazão do filtrado da desidratação (m ³ /d)	163	173	
Carga SS no filtrado da desidratação (kgSST/d)	842	896	
Conc. SS no filtrado da desidratação (g/m ³)	5,172	5,172	
Concentração de DBO ₅ no filtrado da desidratação (g/m ³)	577	718	
Carga de DBO ₅ no filtrado da desidratação (kg/d)	94	124	

Opção - centrífugas (estimativa apenas; compatibilizar com dados do fabricante)

Número de unidades em funcionamento	1	1
Número de unidades reserva	1	1
Número total de unidades	2	2
Capacidade de cada unidade (m ³ /h)	12	12
Tempo de funcionamento diário (h/d)	15.3	16.3
Dosagem de polímero seco (kg polímero/tonST a ser desidratado)	6	6
Consumo de polímero seco (kg/d)	33.7	35.8

4. MEMÓRIA DE CÁLCULO DO DIMENSIONAMENTO HIDRÁULICO

4.1. LEGENDA DAS UNIDADES

As legendas apresentadas a seguir serão empregadas durante o desenvolvimento desta memória de cálculo.

- ✓ TP: Tratamento Preliminar;
- ✓ UASB: Reator Anaeróbio;
- ✓ TQA: Tanque de Aeração;
- ✓ CL: Clarificador;
- ✓ TQL: Tanque de Lodo;
- ✓ DS: Desidratação do Lodo (Centrífuga);
- ✓ CDV 21: Caixa de distribuição de vazão no UASB logo após o TP;
- ✓ CDV 2: Caixa de distribuição de vazão entre 4 módulos do UASB;
- ✓ CDV 3: Caixa de distribuição de vazão no módulo do UASB;
- ✓ CDV 4: Caixa de distribuição de vazão no módulo do UASB;
- ✓ CDV 5: Caixa de distribuição de vazão no módulo do UASB;
- ✓ CDTQA: Caixa de distribuição de vazão do TQA;
- ✓ CDRLA: Caixa de distribuição do retorno de lodo no TQA;
- ✓ CDC: Caixa de distribuição dos CL;
- ✓ ERLA: Elevatória de retorno de lodo ativado;
- ✓ EDL: Elevatória de descarte de lodo.

4.2. DISTRIBUIÇÃO DAS VAZÕES NAS UNIDADES DA ETE BARBOSA LAGE

Para o dimensionamento da ETE Barbosa Lage foi definida uma etapalização do sistema de tratamento em função da vazão afluyente a estação. Para definição das etapas de tratamento foi avaliada a capacidade das unidades existentes que serão passíveis de aproveitamento na nova concepção do projeto, Tanque de Aeração e Clarificador.

O Tanque de Aeração comporta, inclusive, a vazão de final de plano, contudo, se no futuro for averiguada a necessidade de implantação do novo Tanque de Aeração, conforme proposto pela

MKM Engenharia Ambiental, devem-se considerar os problemas da nitrificação e assim, implantar uma nova rotina operacional visando à solução do problema. Portanto, o dimensionamento hidráulico das unidades interligadas ao Tanque de Aeração serão dimensionadas para as duas situações com ou sem a implantação do segundo módulo de aeração. Já o Clarificador existente comporta 40% da vazão de final de plano.

Sendo assim, propõem-se a seguinte etapalização das unidades que compõem a ETE Barbosa Lage:

- ✓ 1ª Etapa: até 40% da Vazão de Final de Plano
 - 100% do Tratamento Preliminar
 - 50% do Reator UASB;
 - Tanque de aeração existente;
 - Clarificador existente.

- ✓ 2ª Etapa: de 40% até 75% da Vazão de Final de Plano
 - + 25% do Reator UASB (Esta parte só será posta em operação quando a vazão afluyente ultrapassar 50% da vazão de final de plano);
 - Tanque de aeração existente (Se após o monitoramento do sistema for averiguada a necessidade de um segundo tanque este pode vir a ser implantado);
 - Segundo Clarificador.

- ✓ 3ª Etapa: de 75% até 100% da Vazão de Final de Plano
 - + 25% do Reator UASB;
 - Tanque de aeração existente (Se após o monitoramento do sistema for averiguada a necessidade de um segundo tanque este pode vir a ser implantado).

Nesta etapa o sistema encontrar-se-á 100% implantado, salve o Tanque de Aeração que a necessidade de sua implantação será em função da carga orgânica afluyente, da idade do lodo e da necessidade da nitrificação.

A seguir as vazões de dimensionamento da ETE Barbosa Lage e o fluxograma simplificado de distribuição da vazão:

- ✓ Vazão afluyente a ETE
 - $Q_{\min} = 187 \text{ l/s};$
 - $Q_{\text{méd}} = 374 \text{ l/s};$
 - $Q_{\max} = 582 \text{ l/s}.$

- ✓ Filtrado da desidratação do lodo
 - $Q_d = 2 \text{ l/s (em 24h) ou } 3 \text{ l/s (em 16h)}.$

- ✓ Retorno de lodo
 - $Q_{r1} = 13,87 \text{ l/s (Tanque de Aeração} \rightarrow \text{UASB)};$
 - $Q_{r2} = 304,57 \text{ l/s (Clarificador} \rightarrow \text{Tanque de Aeração)}.$

- ✓ Descarte de lodo para desidratação
 - $Q_d = 2,27 \text{ l/s}.$

Conforme pode ser observado no fluxograma de distribuição de vazões apresentado, as vazões de dimensionamento hidráulico das tubulações, caixas e vertedores das unidades serão:

- ✓ Vazão Afluyente ao UASB
 - $Q_{\text{méd}} = 374 \text{ l/s} + 2 \text{ l/s} + 13,87 \text{ l/s} = 389,87 \text{ l/s};$
 - $Q_{\max} = 582 \text{ l/s} + 2 \text{ l/s} + 13,87 \text{ l/s} = 597,87 \text{ l/s}.$

- ✓ Vazão Afluyente ao Tanque de Aeração
 - $Q_{\text{méd}} = 389,87 \text{ l/s} - 2,27 \text{ l/s} = 387,60 \text{ l/s}.$

- ✓ Vazão Afluyente ao Clarificador
 - $Q_{\text{méd}} = 387,60 \text{ l/s} + 304,57 \text{ l/s} - 13,87 \text{ l/s} = 678,30 \text{ l/s}.$

- ✓ Vazão de Descarte do Efluente do Clarificador
 - $Q_{\text{méd}} = 678,30 - 304,57 \text{ l/s} = 373,73 \text{ l/s}.$

No Anexo 3.5.1 deste relatório pode ser observado o balanço de massa/vazão do sistema da ETE
Barbosa Lage

4.3. REATOR UASB – DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES, VERTEDORES E CANAIS

4.3.1. Distribuição da Vazão e Modulação do Sistema

O *Layout* Geral apresentado a seguir demonstra a divisão dos módulos UASB bem como a distribuição da vazão no sistema.

Conforme pode ser observado no *Layout* Geral o UASB possui 8 módulos idênticos agrupados em grupos de 4 simétricos em relação ao tratamento preliminar. Sendo assim, o que for verificado para um dos módulos é equivalente aos demais. A seguir apresenta-se o *Layout* de distribuição da vazão por módulo do reator em condições normais e se eventualmente somente 3 dos quatro reatores estiver em operação.

Conforme pode ser observado nos *Layouts* apresentados, a CDV1 é responsável pela primeira divisão da vazão no UASB, podendo ser dividida em até 5 partes iguais, sendo os vertedores controlados por comportas de acordo com a necessidade de funcionamento dos módulos, conforme esquema de distribuição apresentado a seguir. Destas 5 partes somente 4 são direcionadas aos reatores. O 5º vertedor de distribuição equivale ao *by pass* de alimentação direta do TQA prevendo uma possível implantação do 2º módulo desta unidade e a necessidade de se controlar a nitrificação, uma vez que, seria necessário então, alimentar este sistema com esgoto bruto para controle da massa microbiana. Esta vazão não deve ultrapassar 20% da vazão afluente.

Conforme recomendações normativas, as unidades que antecedem tanques de acumulação devem ser dimensionadas pela vazão máxima. Sendo assim, o tratamento preliminar, os vertedores e as tubulações de distribuição da vazão no UASB serão dimensionados para a vazão máxima. Agora, as tubulações e canais de coleta do efluente no sistema serão dimensionados para a vazão média, pois já terão passado por uma unidade de tancagem que possibilitará um maior controle da vazão efluente.

4.3.2. *Layout* Geral

Apresenta-se a seguir o *Layout* Geral do Reator UASB da Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage a ser implantado.

SERVIÇO

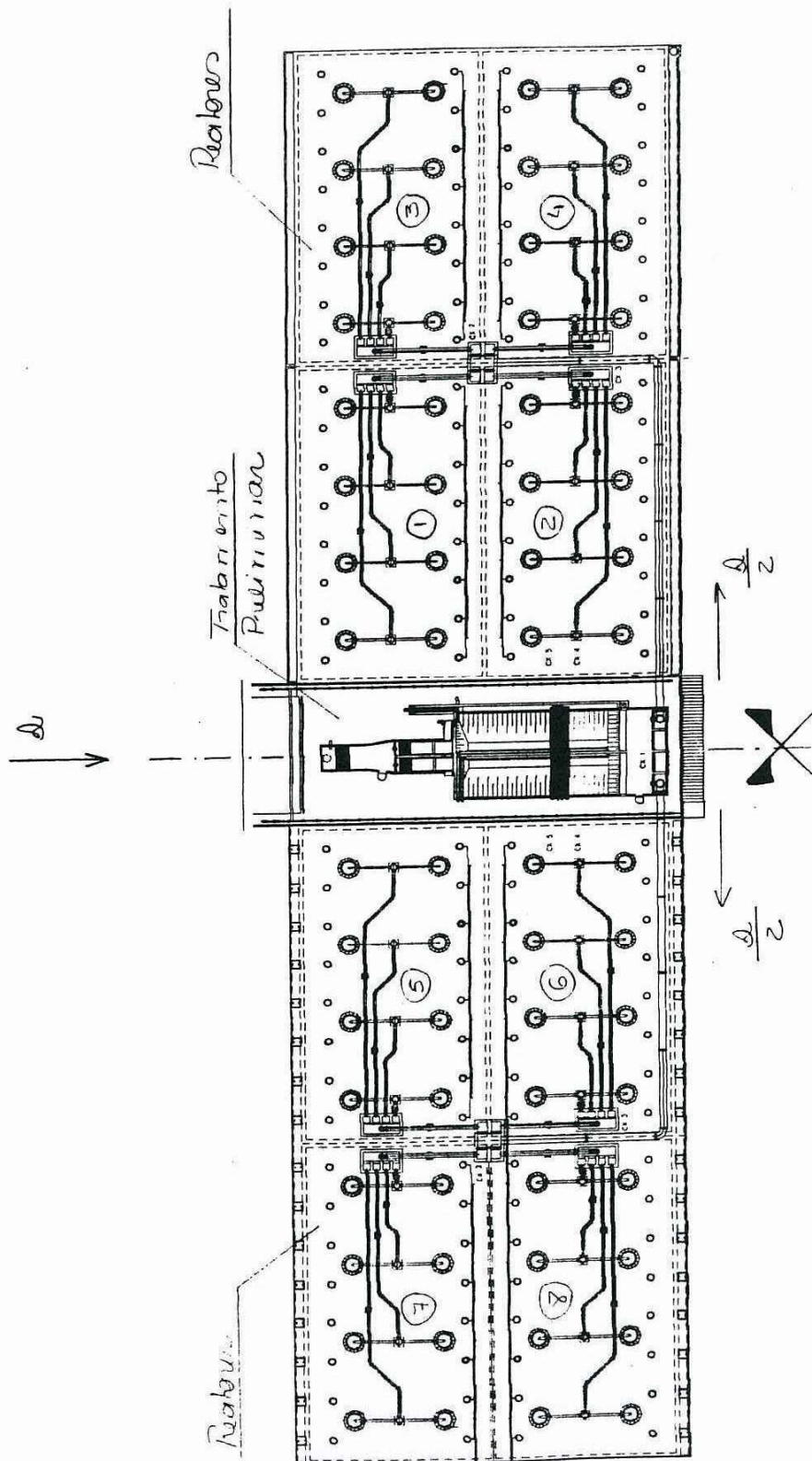
ETE- Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Lay out geral do Reator UASB us. res. implantado



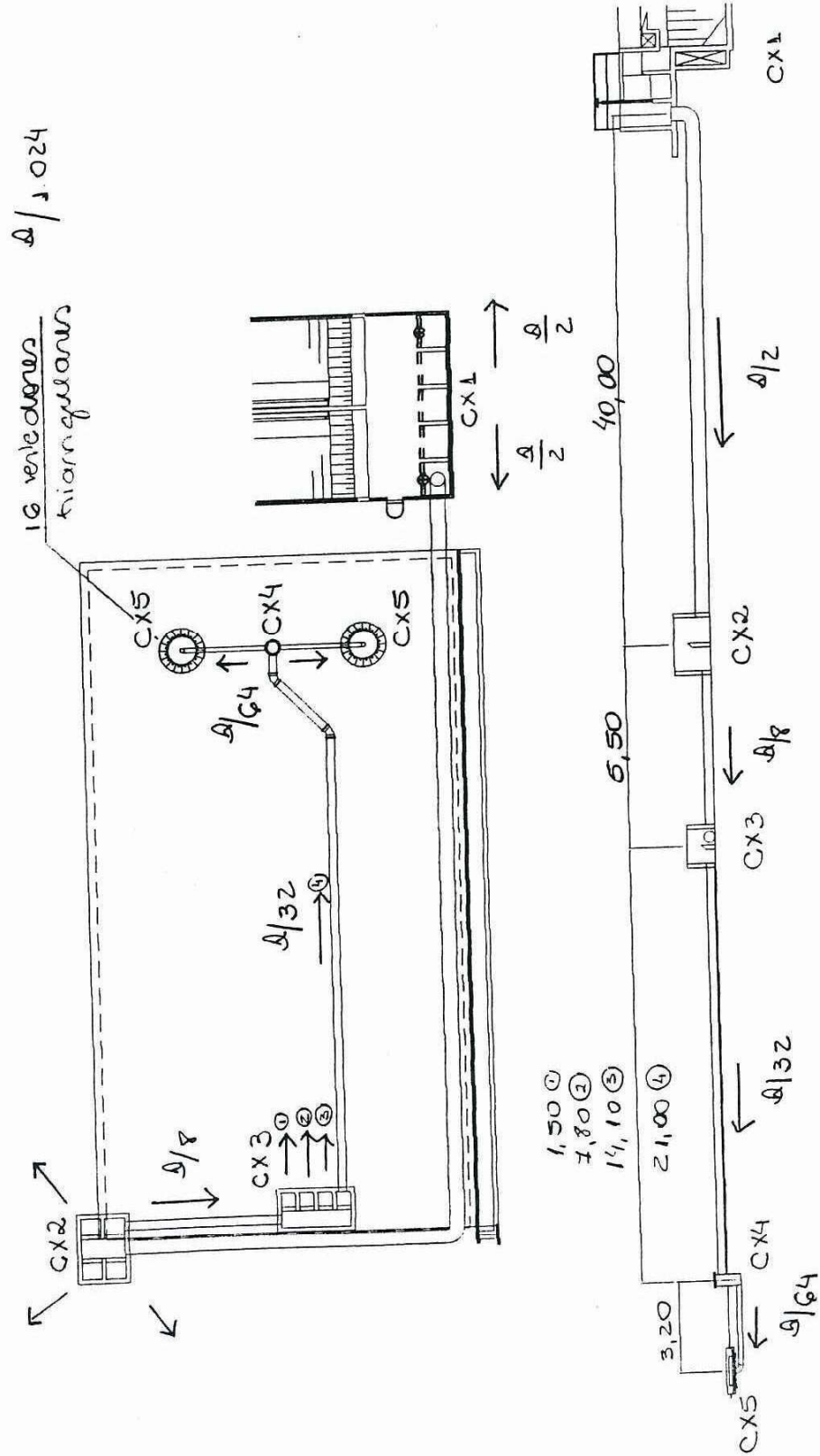
Obs:

- 1) Cada um dos 8 módulos são iguais e independentes
- 2) E. Implantação dos módulos será a seguinte: 1 a 4 para até 50% de
5 a 6 + 25% de
7 a 8 + 25% de

4.3.3. *Layout* de Distribuição da Vazão

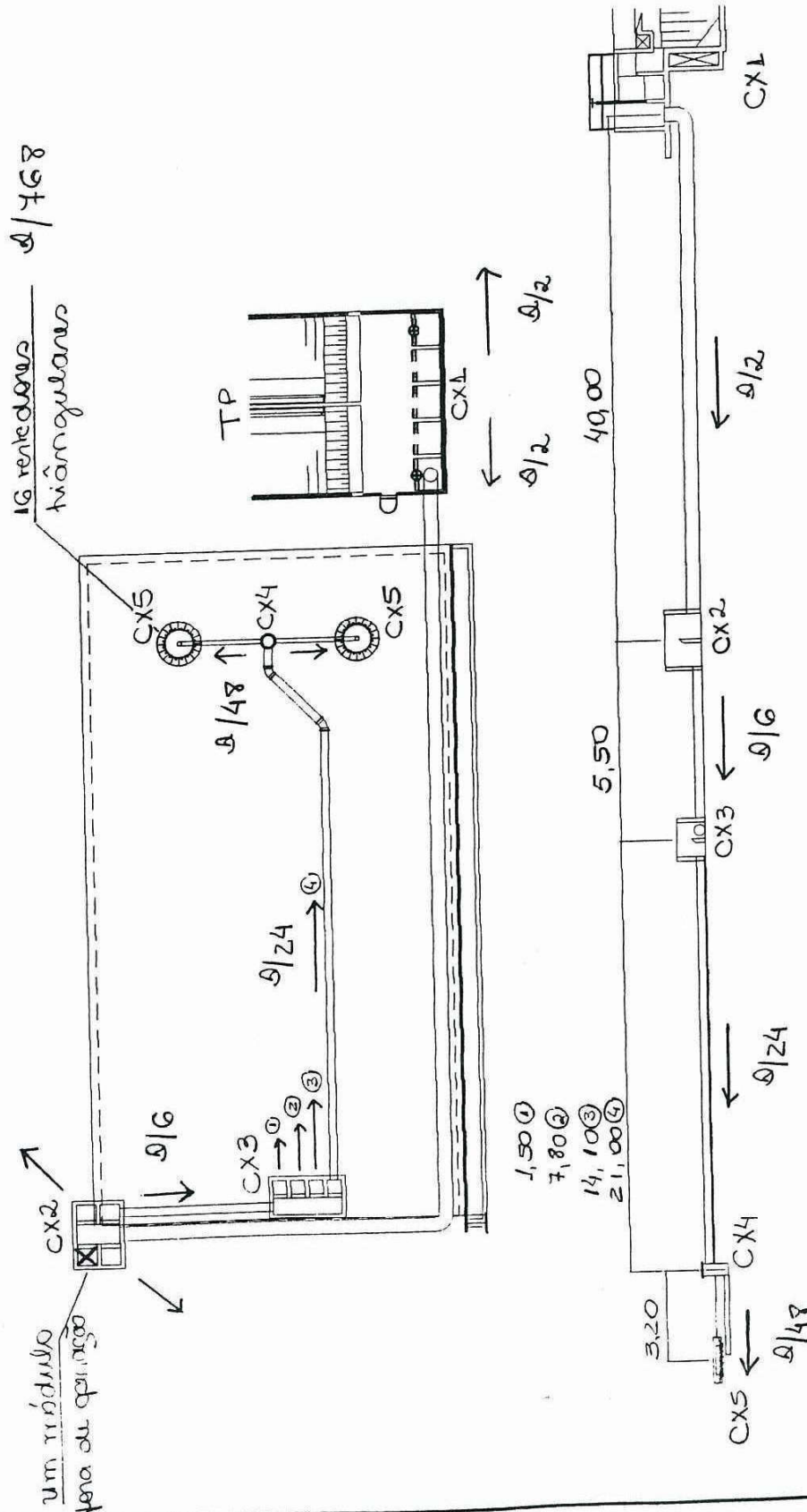
Apresenta-se a seguir o *Layout* de Distribuição da Vazão por Módulo do Reator UASB da Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Distribuição da vazão por módulo do Reator UASB



- Obs:
- 1) medidas em "m"
 - 2) Entre as saídas CX3 e CX4 existem 4 bueiros de extensão diferentes.

Distribuição da água por módulo do Reator VASIS (um módulo para de operação)



- Obs:
- 1) medidas em 'm'
 - 2) Entre as caixas CX3 e CX4 existem 4 tubos de extensão diferentes.

4.3.4. Esquema de Distribuição da Vazão na CDV 1

Apresenta-se a seguir o esquema de distribuição da vazão na CDV 1 do Reator UASB para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

SERVIÇO

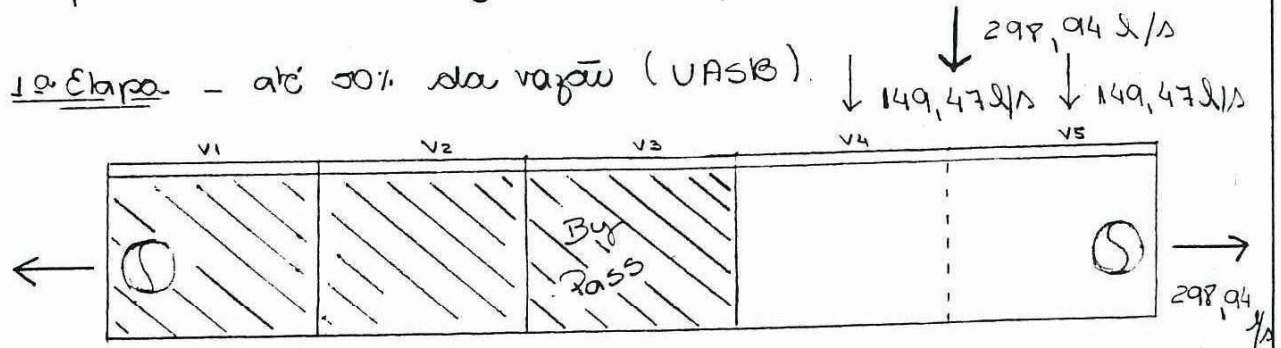
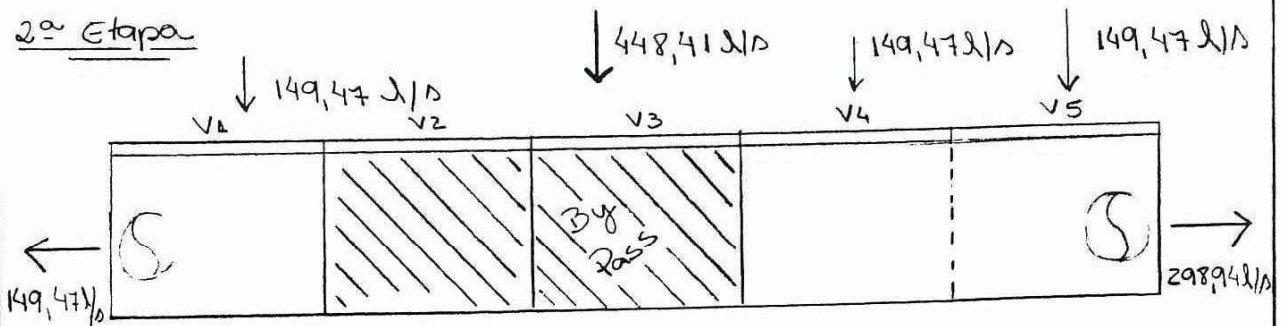
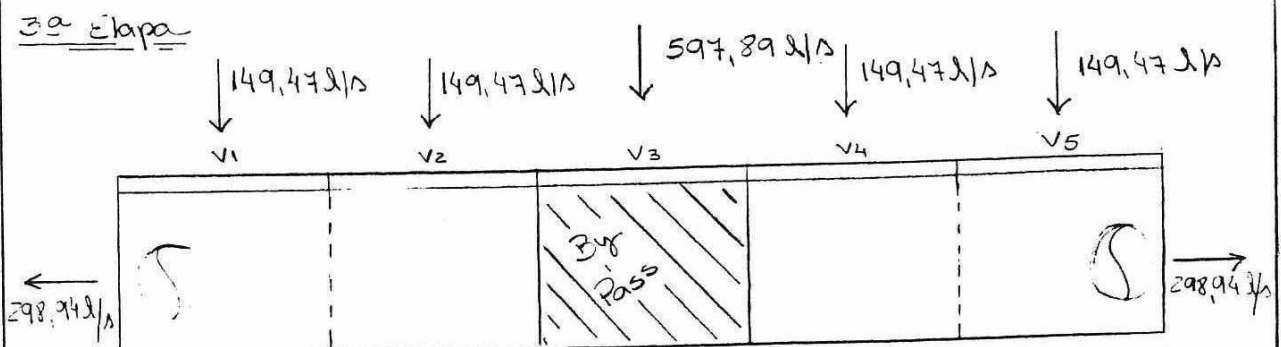
ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Esquema de Distribuição da Vazão - CDV 1


 $V_1, V_2, V_3 \text{ e } V_4 \Rightarrow$ Ficarão desativados

 $V_2 \text{ e } V_3 \Rightarrow$ Ficarão desativados


V_3 não será aberto na necessidade de alimentar o TGA e o lago de lodo. Neste caso, a vazão será dividida em 5 partes e os ventos receberão um aporte de vazão menor no momento do "by pass."

$$c1 \text{ by pass} \Rightarrow 597,89 \text{ l/s} \div 5 = 119,58 \text{ l/s}$$

$$\text{by pass} \Rightarrow 119,58 \text{ l/s}$$

$$4 \text{ módulos do reator} = 239,16 \text{ l/s}$$

4.3.5. Memória de Cálculo dos Vertedores

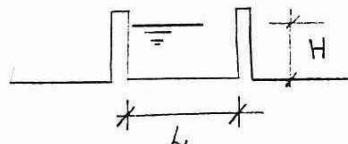
Apresenta-se a seguir a memória de cálculo dos vertedores das caixas distribuidoras de vazão do Reator UASB para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento do Jentederes

1) Caixa CDV L - Jenteder retangular

$$L = 105 \text{ m}$$

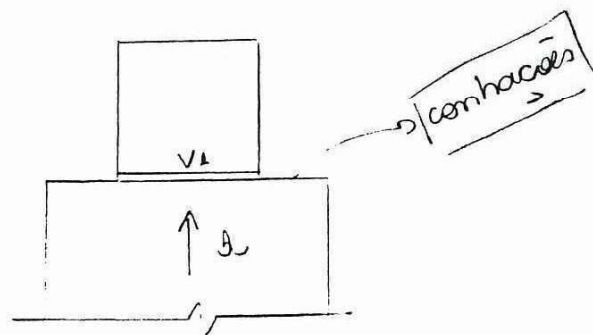
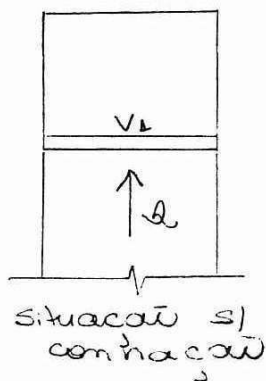
$$\delta = 1,7 L H^{3/2} \quad (\text{Parede espessa})$$



a) 1 conexão $\Rightarrow \delta = 1,7 L (L - 0,1 H) H^{3/2}$

a) 2 conexões $\Rightarrow \delta = 1,7 L (L - 0,2 H) H^{3/2}$

conforme pode ser observado nas planilhas eletrônicas de dimensionamento anexas não houve diferenças significativas na altura da lâmina, neste caso, para situações com ou sem conexão.



Então:

Para $\delta = 149,47 \text{ l/s} \Rightarrow H \approx 19 \text{ cm}$

Para $\delta = 119,58 \text{ l/s} \Rightarrow H \approx 16,30 \text{ cm}$

Obs: Os parâmetros de cálculo aqui adotados serão os mesmos para todos os ventedores retangulares desta memória.

2) Caixa CDV2 - Tentedor Retangular

$$L = 70 \text{ cm}$$

$$PI \frac{Q}{8} = 74,74 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 16 \text{ cm (condição Normal)}$$

$$PI \frac{Q}{6} = 99,65 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 19 \text{ cm (c/1 dos 4 reatores para se operar)}$$

 3) Caixa CDV3 - Tentedor Retangular

$$L = 50 \text{ cm}$$

$$PI \frac{Q}{32} = 18,68 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 8 \text{ cm (condição Normal)}$$

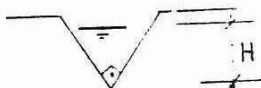
$$PI \frac{Q}{24} = 24,91 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 9,5 \text{ cm (c/1 dos 4 reatores para se operar)}$$

 4) Caixa CDV4

Esta caixa não possui tentedores a divisão das vazões é realizada pelo próprio sentido do fluxo.

 5) Caixa CDV5 - 16 Tentedores Triangulares.

$$Q = 1,4 \times H^{5/2}$$



$$PI \frac{Q}{1024} = 0,58 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 4,5 \text{ cm}$$

$$PI \frac{Q}{768} = 0,78 \text{ L/s} \Rightarrow H \approx 5 \text{ cm}$$

**DIMENSIONAMENTO: LÂMINAS NOS VERTEDORES DAS CDV'S DO UASB
ETE BARBOSA LAGE - JUIZ DE FORA**

1) CDV 1 - VERTEDEDOR RETANGULAR - PAREDE ESPESSA

C/ 1 CONTRAÇÃO		S/ CONTRAÇÃO		C/ BY PASS	
Q (l/s)	149.47	Q (l/s)	149.47	Q (l/s)	119.58
L (cm) =	105	L (cm) =	105	L (cm) =	105
Nº Contrações	1	Nº Contrações	0	Nº Contrações	0
Q (l/s)	H (cm)	Q (l/s)	H (cm)	Q (l/s)	H (cm)
149.47	19.303	149.29	19.05	119.58	16.43

2) CDV 2 - VERTEDEDOR RETANGULAR - PAREDE ESPESSA

CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO NORMAL		C/ 1 DOS 4 FILTROS FORA DA OPERAÇÃO	
Q (l/s)	74.74	Q (l/s)	99.65
L (cm) =	70	L (cm) =	70
Nº Contrações	0	Nº Contrações	0
Q (l/s)	H (cm)	Q (l/s)	H (cm)
74.75	15.74	99.65	19.066

3) CDV 3 - VERTEDEDOR RETANGULAR - PAREDE ESPESSA

CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO NORMAL		C/ 1 DOS 4 FILTROS FORA DA OPERAÇÃO	
Q (l/s)	18.68	Q (l/s)	24.91
L (cm) =	50	L (cm) =	50
Nº Contrações	0	Nº Contrações	0
Q (l/s)	H (cm)	Q (l/s)	H (cm)
18.68	7.814	24.91	9.468

4) CDV 5 - VERTEDEDOR TRIANGULAR

CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO NORMAL		CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO C/ UM FILTRO FORA DA OPERAÇÃO	
Q (l/s)	0.58	Q (l/s)	0.78
H (cm)	4.44	H (cm)	4.99

4.3.6. Memória de Cálculo das Tubulações de Distribuição de Vazão

Apresenta-se a seguir a memória de cálculo das tubulações de distribuição de vazão do Reator UASB para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento das tubulações

Averificação das tubulações de distribuição de água nos locais para definição do diâmetro a ser adotado será realizado por conduto forçado segundo a fórmula de Hazen Williams para cálculo da perda de carga localizada.

$$h_{fc} = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

Para o cálculo da perda de carga localizada será empregado:

$$h_{fc} = K \frac{V^2}{2g}$$

Para dimensionamento da velocidade de escoamento será empregado:

$$Q = V \times A \Rightarrow V = \frac{Q}{A}$$

1) Trecho CDV1 - CDV2

* Material do tubo $\Rightarrow F \circ F \Rightarrow C = 110$

* Peças / Valores de K,

Peça	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C90°	2	0,40	0,80
Total			2,30

$p/ \dot{Q} = 298,94 \text{ J/s}$

Condição:

Início de Plano 50% implantado ou

Final de Plano 100% implantado

$\ast \phi 400 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 1,33 \text{ m} \Rightarrow U = 2,38 \text{ m/s}$

$\ast \phi 500 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 0,50 \text{ m} \Rightarrow U = 1,52 \text{ m/s}$

observa-se que o ϕ de 400 mm apresenta elevadas
 perda de carga e velocidade por tanto não deve ser
 empregado, sendo assim, utilizada o $\phi 500 \text{ mm}$.

2) Tücho CDV2 - CDV3

$\ast \text{Material do tubo} \Rightarrow F^\circ F^\circ \Rightarrow C=110$

+ Peças / Valores de K

Peça	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
Total			1,50

$p/ \dot{Q} = 74,74 \text{ J/s}$ (condição Normal)

$\ast \phi 250 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 0,25 \text{ m} \Rightarrow U = 1,52 \text{ m/s}$

$\ast \phi 300 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 0,11 \text{ m} \Rightarrow U = 1,06 \text{ m/s}$

$p/ \dot{Q} = 99,65 \text{ J/s}$ (com 1 dos 4 reatores fora de operação)

$\ast \phi 250 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 0,43 \text{ m} \Rightarrow U = 2,03 \text{ m/s}$

$\ast \phi 300 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 0,20 \text{ m} \Rightarrow U = 1,41 \text{ m/s}$

Apesar da condição de 1 dos 4 reatores fora de operação
 ser atípica, ou seja, somente em caso de necessidade de
 ventilação transição para situação pode vir a ocorrer. É
 importante considerá-la, sendo assim, será definido

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^o Juliana

para este trecho o diâmetro de 300mm que melhor atende as necessidades de perda de carga e velocidade deste trecho.

3) Trecho CDV3 - GCV4

* Material do tubo $\Rightarrow F^o F^o \Rightarrow C = 110$

* Peças / Itens

Peça	Quantidade	K	Total ⁽¹⁾	Total ⁽²⁾
Entrada	1	0,50	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00	1,00
Curva 45°	2	0,20	0,40	—
Total			1,90	1,50

Obs:

Porém da CX3 4 tubos de comprimentos diferentes, sendo que o menor deles não possui curvas de 45° no seu trajeto. Assim sendo, conforme a tabela acima, o Total⁽²⁾ refere-se a este trecho e o Total⁽¹⁾ aos demais.

$P/\Delta = 18,68 \text{ S}/\Delta$ (condição Normal)

$$\phi 150 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{ll} L = 21 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,35 \text{ m} \\ L = 14,10 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,27 \text{ m} \\ L = 7,80 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,20 \text{ m} \\ L = 1,50 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,10 \text{ m} \end{array} \right\} U = 1,06 \text{ m/s}$$

$$\phi 200 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{ll} L = 21 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,09 \text{ m} \\ L = 14,10 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,07 \text{ m} \\ L = 7,80 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,06 \text{ m} \\ L = 1,50 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,03 \text{ m} \end{array} \right\} U = 0,60 \text{ m/s}$$

$P/\Delta = 24,91 \text{ S}/\Delta$ (C1 e dos 4 suportes para de operação)

$$\phi 150 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{ll} L = 21 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,61 \text{ m} \\ L = 14,10 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,41 \text{ m} \\ L = 7,80 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,33 \text{ m} \\ L = 1,50 \text{ m} & \Rightarrow h_f = 0,18 \text{ m} \end{array} \right\} U = 1,41 \text{ m/s}$$

$$\phi 200 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} L = 21 \text{ m} \Rightarrow h_f = 0,16 \text{ m} \\ L = 14,10 \text{ m} \Rightarrow h_f = 0,13 \text{ m} \\ L = 7,80 \text{ m} \Rightarrow h_f = 0,10 \text{ m} \\ L = 1,50 \text{ m} \Rightarrow h_f = 0,06 \text{ m} \end{array} \right\} U = 0,80 \text{ m/s}$$

Apesar das perdas de carga serem maiores para a tubulação de $\phi 150 \text{ mm}$ estas atendem os requisitos de velocidade e melhor se adequam as características das caixas distribuidoras.

4) Trecho CDV4 - CDV5

* Material do tubo $\Rightarrow F^o F^o \Rightarrow C = 110$

* Peças / Valores

Peça	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
Curva 90°	1	0,40	0,40
Total			1,90

$P/D = 9,34 \text{ l/s}$ (condição normal)

* $\phi 100 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 21 \text{ cm} \Rightarrow U = 1,19 \text{ m/s}$

* $\phi 150 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 4 \text{ cm} \Rightarrow U = 0,529 \text{ m/s}$

$P/D = 12,46 \text{ l/s}$ (o 1^o dos reatores para de operação)

* $\phi 100 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 37 \text{ cm} \Rightarrow U = 1,59 \text{ m/s}$

* $\phi 150 \text{ mm} \Rightarrow h_f = 7 \text{ cm} \Rightarrow U = 0,705 \text{ m/s}$

será adotado o $\phi 150 \text{ mm}$ por apresentar menores perdas de carga.

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DAS CDV'S DO REATOR UASB

METODOLOGIA DE CÁLCULO: CONDUTO FORÇADO

FÓRMULAS EMPREGADAS:

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

1) TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CDV 1 E A CDV 2

1ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf_L	hf_C	hf_{TOTAL}
40	298.94	500	1.52	110	2.30	0.27	0.22	0.50
40	149.47	500	0.76	110	2.30	0.07	0.06	0.13

2ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf_L	hf_C	hf_{TOTAL}
40	298.94	400	2.38	110	2.30	0.66	0.66	1.33
40	149.47	400	1.19	110	2.30	0.17	0.18	0.35

2) TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CDV 2 E A CDV 3

1ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf_L	hf_C	hf_{TOTAL}
5.5	74.74	300	1.058	110	1.50	0.09	0.03	0.11
5.5	99.65	300	1.410	110	1.50	0.15	0.05	0.20

2ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf_L	hf_C	hf_{TOTAL}
5.5	74.74	250	1.523	110	1.50	0.18	0.07	0.25
5.5	99.65	250	2.031	110	1.50	0.32	0.12	0.43

3) TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CDV 3 E A CDV 4**1ª OPÇÃO**

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
21	18.68	200	0.595	110	1.90	0.03	0.06	0.09
14.1	18.68	200	0.595	110	1.90	0.03	0.04	0.07
7.8	18.68	200	0.595	110	1.90	0.03	0.02	0.06
1.5	18.68	200	0.595	110	1.50	0.03	0.00	0.03
21	24.91	200	0.793	110	1.90	0.06	0.10	0.16
14.1	24.91	200	0.793	110	1.90	0.06	0.07	0.13
7.8	24.91	200	0.793	110	1.90	0.06	0.04	0.10
1.5	24.91	200	0.793	110	1.50	0.05	0.01	0.06

2ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
21	18.68	150	1.058	110	1.90	0.11	0.24	0.35
14.1	18.68	150	1.058	110	1.90	0.11	0.16	0.27
7.8	18.68	150	1.058	110	1.90	0.11	0.09	0.20
1.5	18.68	150	1.058	110	1.50	0.09	0.02	0.10
21	24.91	150	1.410	110	1.90	0.19	0.42	0.61
14.1	24.91	150	1.410	110	1.90	0.19	0.28	0.47
7.8	24.91	150	1.410	110	1.90	0.19	0.15	0.35
1.5	24.91	150	1.410	110	1.50	0.15	0.03	0.18

4) TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CDV 4 E A CDV 5**1ª OPÇÃO**

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
3.2	9.34	150	0.529	110	1.90	0.03	0.01	0.04
3.2	12.46	150	0.705	110	1.90	0.05	0.02	0.07

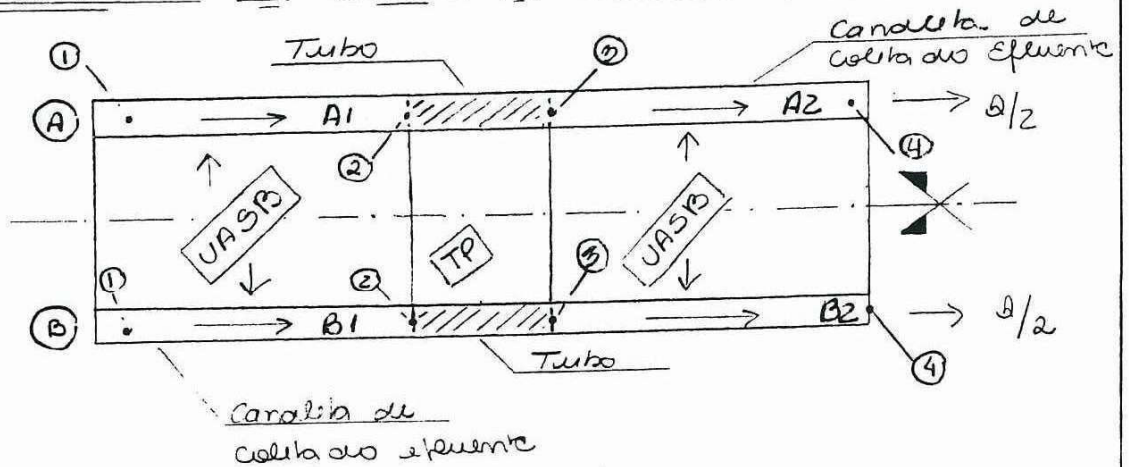
2ª OPÇÃO

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
3.2	9.34	100	1.190	110	1.90	0.14	0.07	0.21
3.2	12.46	100	1.587	110	1.90	0.24	0.13	0.37

4.3.7. Memória de Cálculo dos Canais de Coleta dos Efluentes

Apresenta-se a seguir a memória de cálculo dos canais de coleta dos efluentes para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento da Canaliza de Colta do Efluente



Devido a simetria existe entre os reatores UASB's, 4 reatores terão seus pontos de lançamento de efluentes no Canal A e os outros 4 no Canal B. Sendo assim, o que for verificado no Canal A é também válido para o Canal B. Exatidão para a segunda metade do Canal B (B2) logo após o trecho em tubo que poderá em final se plano operar com uma sobrecarga de modo ao "by pass" de esgoto bruto para o T&A. O "by pass" mencionado corresponde a 20% da vazão de entrada na ETE.

Cada

cada 1 dos 8 reatores terão 8 pontos de lançamento de efluente, ou seja, cada um dos sub-rectos (A1, A2, B1, B2) terão 16 pontos de lançamento.

Na planilha de cálculo anexa foi definida a lâmina por ponto de lançamento, a seguir será apresentado

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

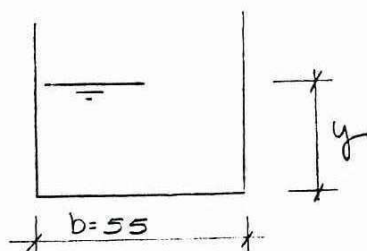
ELABORADO POR

Engª Juliana

um resumo para cada um dos pontos definidos no croqui (1, 2, 3 e 4) sendo que, os pontos 3 e 4 do sub-tectos R2 também será verificado p/ a condição do 'by pass' em funcionamento.

Será empregado para o dimensionamento a Fórmula de Manning $\Rightarrow D = \frac{1}{n} A R h^{2/3} I^{1/2}$

Seção do Canal



$L \approx 107m$ (comprimento)

$V_{min} = 0,60 m/s$

Área molhada = $0,55y$

$I = 0,5\%$

Perímetro molhado = $0,55 + 2y$

$$Rh = \frac{0,55y}{0,55 + 2y}$$

Tapas e Dimensionamento

1ª Etapa. $\Rightarrow D = 193,80 l/s \Rightarrow$ será implantado somente o lado dos sub-tectos A2 e B2.

$$\frac{D}{2} = 96,90 l/s \div 16 = 6,06 l/s$$

Ponto 3 $\Rightarrow D = 6,06 l/s \Rightarrow y = 3cm \Rightarrow V = 0,44 m/s$

Ponto 4 $\Rightarrow D = 96,90 l/s \Rightarrow y = 15cm \Rightarrow V = 1,16 m/s$

SERVIÇO

CÓDIGO

ELABORADO POR

Final de plano s/ "by pass" $\Rightarrow Q = 387,60 \text{ l/s}$

$$\frac{Q}{2} = 193,80 \text{ l/s} \text{ (por canaliza A e B)} \div 32 = 6,06 \text{ l/s}$$

$$\text{Sub-hechos A1 e B1} = 96,90 \text{ l/s}$$

$$\text{Sub-hechos A2 e B2} = 193,80 \text{ l/s}$$

Então:

$$\text{Ponto 1} \Rightarrow Q = 6,06 \text{ l/s} \Rightarrow y = 30 \text{ cm} \Rightarrow V = 0,44 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 2/3} \Rightarrow Q = 96,90 \text{ l/s} \Rightarrow y = 15 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,16 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 4} \Rightarrow Q = 193,80 \text{ l/s} \Rightarrow y = 25 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,40 \text{ m/s}$$

Final de plano c/ "by pass" $\Rightarrow Q_{\text{Med}} = 387,60 \text{ l/s}$ $Q_{\text{Max}} = 597,87 \text{ l/s}$

$$0,40 Q_{\text{Med}} = 155,04 \text{ l/s} \text{ (por canaliza A e B)} \div 32 = 4,85 \text{ l/s}$$

$$0,20 Q_{\text{Max}} = 119,57 \text{ l/s} \text{ (acréscimo ao sub-hecho B2)}$$

$$\text{Sub-hechos A1 e B1} = 77,52 \text{ l/s}$$

$$\text{Sub-hecho A2} = 155,04 \text{ l/s}$$

$$\text{Sub-hecho B2} = 274,61 \text{ l/s}$$

$$\text{Ponto 1} \Rightarrow Q = 4,85 \text{ l/s} \Rightarrow y = 20 \text{ cm} \Rightarrow V = 0,40 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 2} \Rightarrow Q = 77,52 \text{ l/s} \Rightarrow y = 13 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,08 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 3 (sub-hecho A2)} \Rightarrow Q = 77,52 \text{ l/s} \Rightarrow y = 13 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,08 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 3 (sub-hecho B2)} \Rightarrow Q = 197,09 \text{ l/s} \Rightarrow y = 25 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,41 \text{ m/s}$$

$$\text{Ponto 4 (sub-hecho A2)} \Rightarrow Q = 155,04 \text{ l/s} \Rightarrow y = 21 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,32 \text{ m/s}$$

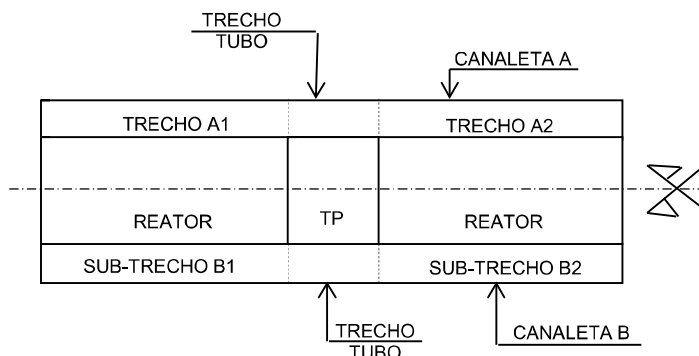
$$\text{Ponto 4 (sub-hecho B2)} \Rightarrow Q = 274,61 \text{ l/s} \Rightarrow y = 33 \text{ cm} \Rightarrow V = 1,53 \text{ m/s}$$

PLANILHA DE DIMENSIONAMENTO DAS CANALETAS DE COLETA DO EFLUENTE DO REATOR UASB

PARÂMETRO DE CÁLCULO: FÓRMULA DE MANNING

$$Q = \frac{1}{n} A R_h^{2/3} I^{1/2}$$

CROQUI ESQUEMÁTICO DO REATOR E CANALETAS DE COLETA DE EFLUENTES



DISTRIBUIÇÃO DA VAZÃO:

Devido a simetria entre o reator o dimensionamento das canaletas A e B serão iguais, portanto será verificado apenas um dos lados. Então:

Sub-Trechos A1 e B1: $Q = 96,90 \text{ l/s}$

Sub-Trechos A2 e B2: $Q = 193,80 \text{ l/s}$

Trecho em tubo: $Q = 96,90 \text{ l/s}$

Na caixa de distribuição de vazão na saída do tratamento preliminar é previsto um *by pass* de no máximo 20% da vazão de chegada da ETE. Sendo assim, nesta situação o Sub-Trecho B2 irá operar com uma sobrecarga.

Sub-Trechos A1 e B1: $Q = 77,52 \text{ l/s}$

Sub-Trechos A2: $Q = 155,04 \text{ l/s}$

Sub-Trechos B2: $Q = 274,61 \text{ l/s}$

Trecho em tubo: $Q = 77,52 \text{ l/s}$

LEGENDA:

P: Ponto de lançamento

Q: Vazão de dimensionamento

n: Coeficiente de rugosidade de manning

y: Altura da lâmina d'água na canaleta

b: Largura da canaleta

I: Declividade

A: Área Molhada

P: Perímetro molhado

Rh: Raio hidráulico

V: Velocidade de escoamento do fluido

FINAL DE PLANO SEM BY PASS

TRECHO A1 E B1 - CONDIÇÃO NORMAL

P*	Q (l/s)	n	y (cm)	b (m)	I (m/m)	A (m ²)	P (m)	Rh (m)	V (m/s)
1	6.06	0.013	3	0.55	0.005	0.0138	0.6001	0.0230	0.44
2	12.12	0.013	4	0.55	0.005	0.0213	0.6273	0.0339	0.57
3	18.18	0.013	5	0.55	0.005	0.0275	0.6501	0.0423	0.66
4	24.24	0.013	6	0.55	0.005	0.0331	0.6704	0.0494	0.73
5	30.30	0.013	7	0.55	0.005	0.0383	0.6892	0.0555	0.79
6	36.36	0.013	8	0.55	0.005	0.0431	0.7068	0.0610	0.84
7	42.42	0.013	9	0.55	0.005	0.0478	0.7237	0.0660	0.89
8	48.48	0.013	9	0.55	0.005	0.0522	0.7398	0.0706	0.93
9	54.54	0.013	10	0.55	0.005	0.0565	0.7554	0.0748	0.97
10	60.60	0.013	11	0.55	0.005	0.0608	0.7710	0.0788	1.00
11	66.66	0.013	12	0.55	0.005	0.0649	0.7860	0.0826	1.03
12	72.72	0.013	13	0.55	0.005	0.0688	0.8000	0.0859	1.06
13	78.78	0.013	13	0.55	0.005	0.0726	0.8140	0.0892	1.09
14	84.84	0.013	14	0.55	0.005	0.0765	0.8280	0.0923	1.11
15	90.90	0.013	15	0.55	0.005	0.0801	0.8411	0.0952	1.14
16	96.90	0.013	15	0.55	0.005	0.0838	0.8547	0.0980	1.16

TRECHO A2 E B2 - CONDIÇÃO NORMAL

P*	Q (l/s)	n	y (cm)	b (m)	I (m/m)	A (m ²)	P (m)	Rh (m)	V (m/s)
1	102.96	0.013	16	0.55	0.005	0.0869	0.8660	0.1003	1.18
2	109.02	0.013	17	0.55	0.005	0.0910	0.8810	0.1033	1.20
3	115.08	0.013	17	0.55	0.005	0.0946	0.8940	0.1058	1.22
4	121.14	0.013	18	0.55	0.005	0.0985	0.9080	0.1084	1.23
5	127.20	0.013	19	0.55	0.005	0.1018	0.9200	0.1106	1.25
6	133.26	0.013	19	0.55	0.005	0.1051	0.9320	0.1127	1.27
7	139.32	0.013	20	0.55	0.005	0.1084	0.9440	0.1148	1.29
8	145.38	0.013	20	0.55	0.005	0.1119	0.9570	0.1170	1.30
9	151.44	0.013	21	0.55	0.005	0.1152	0.9690	0.1189	1.31
10	157.50	0.013	22	0.55	0.005	0.1186	0.9814	0.1209	1.33
11	163.56	0.013	22	0.55	0.005	0.1218	0.9930	0.1227	1.34
12	169.62	0.013	23	0.55	0.005	0.1251	1.0050	0.1245	1.36
13	175.68	0.013	23	0.55	0.005	0.1283	1.0164	0.1262	1.37
14	181.74	0.013	24	0.55	0.005	0.1317	1.0288	0.1280	1.38
15	187.80	0.013	25	0.55	0.005	0.1348	1.0400	0.1296	1.39
16	193.80	0.013	25	0.55	0.005	0.1380	1.0518	0.1312	1.40

FINAL DE PLANO COM BY PASS

TRECHO A1 - B1

P*	Q (l/s)	n	y (cm)	b (m)	I (m/m)	A (m²)	P (m)	Rh (m)	V (m/s)
1	4.85	0.013	2	0.55	0.005	0.0121	0.5940	0.0204	0.40
2	9.70	0.013	3	0.55	0.005	0.0187	0.6180	0.0303	0.52
3	14.55	0.013	4	0.55	0.005	0.0239	0.6370	0.0376	0.61
4	19.40	0.013	5	0.55	0.005	0.0286	0.6540	0.0437	0.68
5	24.25	0.013	6	0.55	0.005	0.0331	0.6704	0.0494	0.73
6	29.10	0.013	7	0.55	0.005	0.0371	0.6850	0.0542	0.78
7	33.95	0.013	8	0.55	0.005	0.0413	0.7000	0.0589	0.82
8	38.80	0.013	8	0.55	0.005	0.0451	0.7140	0.0632	0.86
9	43.65	0.013	9	0.55	0.005	0.0487	0.7272	0.0670	0.90
10	48.50	0.013	10	0.55	0.005	0.0523	0.7400	0.0706	0.93
11	53.35	0.013	10	0.55	0.005	0.0559	0.7532	0.0742	0.95
12	58.20	0.013	11	0.55	0.005	0.0594	0.7660	0.0775	0.98
13	63.05	0.013	11	0.55	0.005	0.0624	0.7768	0.0803	1.01
14	67.90	0.013	12	0.55	0.005	0.0655	0.7880	0.0831	1.04
15	72.75	0.013	13	0.55	0.005	0.0688	0.8000	0.0859	1.06
16	77.52	0.013	13	0.55	0.005	0.0718	0.8110	0.0885	1.08

TRECHO A2

P	Q (l/s)	n	y (cm)	b (m)	I (m/m)	A (m²)	P (m)	Rh (m)	V (m/s)
1	82.37	0.013	14	0.55	0.005	0.0747	0.8218	0.0910	1.10
2	87.22	0.013	14	0.55	0.005	0.0778	0.8330	0.0934	1.12
3	92.07	0.013	15	0.55	0.005	0.0809	0.8440	0.0958	1.14
4	96.92	0.013	15	0.55	0.005	0.0836	0.8540	0.0979	1.16
5	101.77	0.013	16	0.55	0.005	0.0866	0.8650	0.1001	1.17
6	106.62	0.013	16	0.55	0.005	0.0897	0.8760	0.1023	1.19
7	111.47	0.013	17	0.55	0.005	0.0924	0.8860	0.1043	1.21
8	116.32	0.013	17	0.55	0.005	0.0953	0.8966	0.1063	1.22
9	121.17	0.013	18	0.55	0.005	0.0982	0.9070	0.1082	1.23
10	126.02	0.013	18	0.55	0.005	0.1009	0.9170	0.1101	1.25
11	130.87	0.013	19	0.55	0.005	0.1035	0.9264	0.1117	1.26
12	135.72	0.013	19	0.55	0.005	0.1065	0.9371	0.1136	1.27
13	140.57	0.013	20	0.55	0.005	0.1092	0.9470	0.1153	1.29
14	145.42	0.013	20	0.55	0.005	0.1119	0.9570	0.1170	1.30
15	150.27	0.013	21	0.55	0.005	0.1147	0.9670	0.1186	1.31
16	155.04	0.013	21	0.55	0.005	0.1172	0.9760	0.1200	1.32

TRECHO B2

P	Q (l/s)	n	y (cm)	b (m)	I (m/m)	A (m ²)	P (m)	Rh (m)	V (m/s)
1	201.94	0.013	26	0.55	0.005	0.1423	1.0674	0.1333	1.42
2	206.79	0.013	26	0.55	0.005	0.1448	1.0764	0.1345	1.43
3	211.64	0.013	27	0.55	0.005	0.1474	1.0860	0.1357	1.44
4	216.49	0.013	27	0.55	0.005	0.1499	1.0950	0.1369	1.44
5	221.34	0.013	28	0.55	0.005	0.1524	1.1040	0.1380	1.45
6	226.19	0.013	28	0.55	0.005	0.1550	1.1136	0.1392	1.46
7	231.04	0.013	29	0.55	0.005	0.1575	1.1226	0.1403	1.47
8	235.89	0.013	29	0.55	0.005	0.1598	1.1312	0.1413	1.48
9	240.74	0.013	30	0.55	0.005	0.1624	1.1404	0.1424	1.48
10	245.59	0.013	30	0.55	0.005	0.1649	1.1498	0.1435	1.49
11	250.44	0.013	30	0.55	0.005	0.1672	1.1580	0.1444	1.50
12	255.29	0.013	31	0.55	0.005	0.1700	1.1680	0.1455	1.50
13	260.14	0.013	31	0.55	0.005	0.1722	1.1760	0.1464	1.51
14	264.99	0.013	32	0.55	0.005	0.1744	1.1840	0.1473	1.52
15	269.84	0.013	32	0.55	0.005	0.1771	1.1940	0.1483	1.52
16	274.61	0.013	33	0.55	0.005	0.1795	1.2026	0.1492	1.53

Dimensionamento do telhado emi tubo

critério de verificação: Fórmula de Manning
⇒ conduto d'água.

Obs: Este telhado só existirá a partir da 2ª etapa de implantação do Reator UASB, pois em 1ª etapa só serão implantados os módulos que contribuem para os sub-telhados A2 e B2. Então:

$$2^{\text{ª}} \text{ Etapa} \Rightarrow Q = \frac{25\% Q_{\text{med}}}{2} = 48,45 \text{ l/s}$$

$$\text{Final de Plano} \Rightarrow Q = \frac{Q_{\text{med}}}{4} = 96,90 \text{ l/s}$$

para $I = 0,5\%$ (mesma declividade do Canal)
e para ϕ 500 mm. (próximo a largura do canal)
Término:

$$p1 \ Q = 48,45 \text{ l/s} \Rightarrow \frac{y}{D} = 0,29 \Rightarrow V = 1,03 \text{ m/s} \Rightarrow T = 4,13 \text{ Pa}$$

$$p1 \ Q = 96,90 \text{ l/s} \Rightarrow \frac{y}{D} = 0,12 \Rightarrow V = 1,25 \text{ m/s} \Rightarrow T = 5,53 \text{ Pa}$$

Dimensionamento do "by-pass" de esgoto bruto (exs - Canalista)

$$Q = 20\% Q_{\text{max}} = 20\% 597,79 \text{ l/s} = 119,58 \text{ l/s}$$

critério de dimensionamento: Conduto Forçado ⇒

largura mínima

$$Q = 10,812 \times \left(\frac{D}{C}\right)^{1,35} \times L^{-1,27} \times N$$

$$\phi 250 \text{ mm} \quad L = 7,50 \text{ m}$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Enge Juliana

 * Material do tubo $\Rightarrow F^o F^o \Rightarrow C=110$

* Peças / Valores

Peças	Quantidade	K	Total
1 Entrada	1	0,50	0,50
1 Saída	1	1,00	1,00
1 C 90°	1	0,40	0,40
			1,90

 $f | \phi 250 \text{ mm} - h_f = 0,80 \text{ m} - V = 2,44 \text{ m/s}$

Apesar da velocidade estar um pouco elevada para esplotubo, este tipo de exhumamente curto e será utilizado apenas eventualmente, ou seja, refere-se a um tipo extremamente curto.

O desnível entre a cota e a canal é de aproximadamente 1,90 m sendo assim a perda de carga ocasionada no tipo é compatível com a tubulação e a vazão.

Afirmar sobre turbulência da chegada do "bypass" no canal, é inclusive, interessante que a perda de carga esteja próxima do valor total do desnível entre os pontos de entrada e saída do esplotubo.

DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE AS CANALETAS LATERAIS DO UASB

CRITÉRIO DE DIMENSIONAMENTO - CONDUTO LIVRE

1) TRECHO 1 - CONDUTO LIVRE

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - Q = 48,45 l/s

L (m)	I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m2)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
	0.005	48.45	500	0.288	0.0469	1.03	0.08	5.40	4.13

y/D $\frac{Q}{\sqrt{i}}$ $\Rightarrow$

0.6852

Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

A $\Rightarrow$ y/D $\Rightarrow$ RH/D

0.1653736

Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

2) TRECHO 2 - CONDUTO LIVRE

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - Q = 96,90 l/s

L (m)	I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m2)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
	0.005	96.9	500	0.417	0.0773	1.25	0.11	6.25	5.53

y/D $\frac{Q}{\sqrt{i}}$ $\Rightarrow$

1.3704

Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

A $\Rightarrow$ y/D $\Rightarrow$ RH/D

0.2213123

Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE BY PASS DA CDV 1 DE ESGOTO BRUTO

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C}\right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

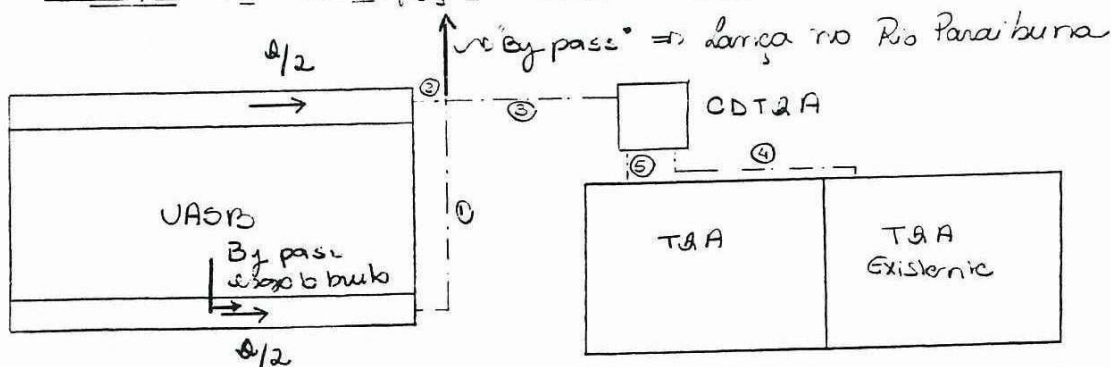
1. BY PASS - ESGOTO BRUTO

TRECHO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	ΣK	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
TRECHO 1	7.5	119,58	250	2.437	110	1.90	0.58	0.22	0.80

4.4. DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DA FASE LÍQUIDA

4.4.1. Dimensionamento das Interligações entre o Reator UASB e o Tanque de Aeração

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento das interligações entre o Reator UASB e o Tanque de Aeração para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Tubulação de interligação UASB - T&A


1) Distribuição das vazões

1ª Etapa 50% UASB implantado $\Rightarrow Q = 50\% Q_{med}$

$$Q = 387,60 \times 0,50 = 193,80 \text{ l/s}$$

Fim de plano 100% UASB $\Rightarrow Q = Q_{med}$

$$Q = 387,60 \text{ l/s}$$

Trecho 1 $\Rightarrow$
$$\begin{cases} \text{1ª Etapa} \Rightarrow Q = 96,90 \text{ l/s} \\ \text{Fim de Plano c/ 'by pass'} \Rightarrow 193,80 \text{ l/s} \\ \text{Fim de Plano c/ 'by pass'} \Rightarrow 119,58 \text{ l/s} + (387,60 \times 0,40) \text{ l/s} \\ = 274,62 \text{ l/s} \end{cases}$$

Obs. O "by pass" é suprido pelo vazão máxima pois ainda não houve "tombagem" para regularização do vazão.

Trecho 2 $\Rightarrow$
$$\begin{cases} \text{1ª Etapa} \Rightarrow Q = 96,90 \text{ l/s} \\ \text{Fim de Plano c/ 'by pass'} \Rightarrow Q = 193,80 \text{ l/s} \\ \text{Fim de Plano c/ 'by pass'} \Rightarrow Q = 0,10 \times 387,60 = 155,00 \text{ l/s} \end{cases}$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Tracto 3

$$\begin{cases} 1^{\text{a}} \text{ Etapa} \Rightarrow d = 193,80 \text{ l/s} \\ \text{Final de plano} \Rightarrow d = 387,60 \text{ l/s} \text{ (cl "by pass")} \\ \text{Final de plano cl "by pass"} \Rightarrow 155,04 + 274,62 \\ = 429,66 \text{ l/s} \end{cases}$$

Obs: Para o Tracto 3, quando se unem as vazões do Tracto 1 e 2, pela situação cl "by pass", pode ser dada a falsa impressão de um aporte maior do que a ETE o que não condiz com a realidade do sistema. Esta vazão está maior que a média de final de plano porque o "by pass" é efetuado sobre a vazão máxima então, para efeito de segurança do dimensionamento é importante considerar esta situação.

Tracto 4

- * cl a implantação do T&A novo

$$\begin{cases} 1^{\text{a}} \text{ Etpa} = 193,80 \text{ l/s} \\ \text{Final de Plano} = 387,60 \text{ l/s} \\ \text{Final de Plano cl "by pass"} = 429,66 \text{ l/s} \end{cases}$$

- * cl a implantação do T&A novo.

Obs: Não há previsão de implantação de novo T&A em 1ª Etapa.

$$\begin{cases} \text{Final de Plano} = 193,80 \text{ l/s} \\ \text{Final de Plano cl "by pass"} = 214,83 \text{ l/s} \end{cases}$$

Trecho 5

Esquema de rações idênticas ao trecho 4 considerando, inclusive, que o T&A existente possa estar para operação para eventuais períodos de manutenção.

"By-Pass" total do UASB

Será previsto um "by pass" total do UASB para eventuais momentos de parada total dos Tanques de Aeração. Este "by pass" conduzirá todo esgoto efluente do UASB para o Rio Paraíba.

$$\left\{ \begin{array}{l} 1^{\text{a}} \text{ Clara} = 193,80 \text{ L/s} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Final de Plano} = 387,60 \text{ L/s} \end{array} \right.$$

Obs: Não faz sentido aqui considerar o "by pass" de esgoto bruto pois este ocorre quando há necessidade de "alimentar" os T&A's w/ biomassa.

e) Dimensionamento.

Obs: Os trechos de ① a ④ serão dimensionados por conduto forçado e o trecho ⑤ por conduto livre.

Os valores de perda de carga e velocidades para cada uma das opções estudadas pode ser observado nos planilhas de cálculo apresentadas a seguir. Aqui serão demonstrados os valores resultantes das opções estudadas.

Trçado 1
* Peças / Valores

Peça	Quantidade	K	Total
1 Enxada	1	0,50	0,50
C90°	2	0,40	0,80
Total			1,30

* Material

$$\left. \begin{array}{l} 5m \Rightarrow F^{\circ}F^{\circ} \Rightarrow C=110 \\ 30m \Rightarrow PRFV \Rightarrow C=130 \end{array} \right\} Cq=127$$

$$\phi 500mm \left\{ \begin{array}{l} p/q = 96,91 l/s \Rightarrow v=0,50 m/s \Rightarrow h_f=0,03 m \\ p/q = 193,81 l/s \Rightarrow v=0,99 m/s \Rightarrow h_f=0,13 m \\ p/q = 274,61 l/s \Rightarrow v=1,40 m/s \Rightarrow h_f=0,26 m \end{array} \right.$$

Trçado 2

* Peças e Valores $\Rightarrow$ idem trçado 1 $\Rightarrow \Sigma K=1,30$

* Material

$$\left. \begin{array}{l} 5m \Rightarrow F^{\circ}F^{\circ} \Rightarrow C=110 \\ 6m \Rightarrow PRFV \Rightarrow C=130 \end{array} \right\} Cq=120$$

$$\phi 500mm \left\{ \begin{array}{l} p/q = 96,91 l/s \Rightarrow v=0,50 m/s \Rightarrow h_f=0,02 m \\ p/q = 193,81 l/s \Rightarrow v=0,99 m/s \Rightarrow h_f=0,09 m \\ p/q = 155,04 l/s \Rightarrow v=0,79 m/s \Rightarrow h_f=0,06 m \end{array} \right.$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Trçado 3

* Peças / Jálens

Peças	Quantidade	K	Total
T _u ¹	1	0,60	0,60
C45°	1	0,20	0,20
C90°	1	0,40	0,40
Saída	1	1,00	1,00
			2,20

* Material. ⇒ 25 m ⇒ PRFV ⇒ C = 130

$$\phi 600 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} p/d = 193,81 \text{ l/d} \Rightarrow V = 0,69 \text{ m/d} \Rightarrow h_f = 0,07 \text{ m} \\ p/d = 387,61 \text{ l/d} \Rightarrow V = 1,37 \text{ m/d} \Rightarrow h_f = 0,28 \text{ m} \\ p/d = 429,66 \text{ l/d} \Rightarrow V = 1,52 \text{ m/d} \Rightarrow h_f = 0,34 \text{ m} \end{array} \right.$$

Trçado 4

* Peças / Jálens

Peças	Quantidade	Jálens K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C90°	4	0,40	1,60
Total			3,10

* Material

$$\left. \begin{array}{l} 6 \text{ m} \Rightarrow F^o F^o \Rightarrow C = 110 \\ 34 \text{ m} \Rightarrow PRFV \Rightarrow C = 130 \end{array} \right\} C_{sq} = 126$$

Aqui serão avaliadas somente as condições exat-
mas de razão de aquelas que serão empreg-
das na distribuição dos rúveis dos pontos hidráulicos

$$\phi 600 \text{ mm} \begin{cases} p/q = 193,81 \text{ l/s} - V = 0,69 \text{ m/s} - hf = 0,11 \text{ m} \\ p/q = 387,61 \text{ l/s} - V = 1,37 \text{ m/s} - hf = 0,41 \text{ m} \\ p/q = 429,66 \text{ l/s} - V = 1,52 \text{ m/s} - hf = 0,50 \text{ m} \end{cases}$$

Trecho 5

critério de dimensionamento do conduto livre

$$I = 0,5\%$$

$$\phi 600 \text{ mm} \begin{cases} p/q = 387,61 \text{ l/s} & p/q = 429,66 \text{ l/s} \\ y/D = 0,737 & - y/D = 0,811 \\ U = 1,74 \text{ m/s} & - U = 1,75 \text{ m/s} \\ T = 9,02 \text{ Pa} & - T = 9,12 \text{ Pa} \end{cases}$$

Obs:

As condições de vazão expostas acima ocorrerão excepcionalmente, pois com a implantação do 2º T&A, ambos tanques deverão operar conjuntamente.

$$\phi 600 \text{ mm} \begin{cases} p/q = 193,80 \text{ l/s} & p/q = 214,83 \text{ l/s} \\ y/D = 0,468 & - y/D = 0,497 \\ U = 1,49 \text{ m/s} & - U = 1,53 \text{ m/s} \\ T = 7,19 \text{ Pa} & - T = 7,47 \text{ Pa} \end{cases}$$

Caixa Distribuidora de Vazão - CDT&A

Enteder retangular de parede espessa

$$d = 1,7 \text{ L } H^{3/2}$$

Condições de funcionamento:

1º Início de plano superior, o 1º T&A existente em funcionamento $\Rightarrow L = 1,20 \text{ m}$ e $Q = 193,80 \text{ l/s}$

2ª Final de plano e não será implantados o novo

$$T&A \Rightarrow L = 2,70m \text{ e } Q = 387,61 \text{ l/s}$$

Obs: Nesta situação a parede que separa os vertederos que dividiriam a vazão entre o T&A existente e o novo deve ser quebrada de forma a aumentar a largura do verteder e, assim, diminuir a lâmina sobre este.

Deve neste caso, ser fechada a tubulação que conduziria o esgoto ao novo T&A.

3ª Final de Plano c/ os 2 T&A's em funcionamento.

A) idem 1ª situação $\Rightarrow L = 1,20m \text{ e } Q = 193,80 \text{ l/s}$.

B) c/ "by pass" $\Rightarrow L = 1,20m \text{ e } Q = 214,83 \text{ l/s}$.

4ª Final de Plano c/ os 2 T&A's implantados porém, c/ 1 deles para funcionamento para manutenção

A) $L = 1,20m \text{ e } Q = 387,61 \text{ l/s}$ (c/ by pass)

B) $L = 1,20 \text{ e } Q = 429,66 \text{ l/s}$ (c/ by pass)

Obs: Estas condições ocorrem excepcionalmente

na tabela a seguir são apresentadas as alturas de lâmina p/ cada uma das condições acima.

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE OS REATORES UASB E O TANQUE DE AERAÇÃO
EQUAÇÕES EMPREGADAS:

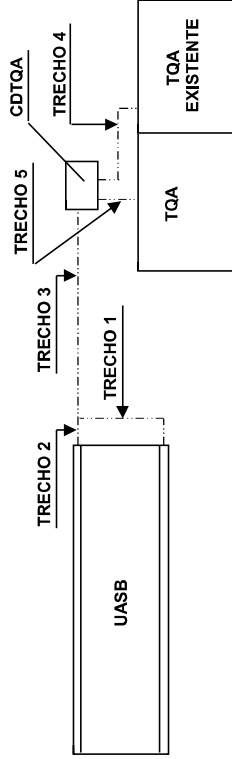
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO	35	96.91	450	0.610	127	1.30	0.02	0.03	0.06
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	35	193.81	450	1.219	127	1.30	0.10	0.11	0.21
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	35	274.61	450	1.728	127	1.30	0.20	0.22	0.41

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO	35	96.91	500	0.494	127	1.30	0.02	0.02	0.03
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	35	193.81	500	0.988	127	1.30	0.06	0.07	0.13
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	35	274.61	500	1.399	127	1.30	0.13	0.13	0.26

2. TRECHO 2

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO S/ BY PASS	11	96.91	450	0.610	120	1.30	0.02	0.01	0.04
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	11	193.81	450	1.219	120	1.30	0.10	0.04	0.14
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	11	155.04	450	0.975	120	1.30	0.06	0.03	0.09

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO S/ BY PASS	11	96.91	500	0.494	120	1.30	0.02	0.01	0.02
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	11	193.81	500	0.988	120	1.30	0.06	0.02	0.09
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	11	155.04	500	0.790	120	1.30	0.04	0.02	0.06

3. TRECHO 3

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO S/ BY PASS	25	193.81	500	0.988	130	2.20	0.11	0.05	0.16
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	25	387.61	500	1.975	130	2.20	0.44	0.17	0.60
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	25	429.66	500	2.189	130	2.20	0.54	0.20	0.74

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO S/ BY PASS	25	193.81	600	0.686	130	2.20	0.05	0.02	0.07
FINAL DE PLANO S/ BY PASS	25	387.61	600	1.372	130	2.20	0.21	0.07	0.28
FINAL DE PLANO C/ BY PASS	25	429.66	600	1.520	130	2.20	0.26	0.08	0.34

4. TRECHO 4

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
1ª ETAPA (SOMENTE ESTE MÓDULO EM OPERAÇÃO)	40	193.81	600	0.686	126	3.10	0.07	0.03	0.11
FINAL DE PLANO (C/ APENAS UM MÓDULO EM OPERAÇÃO)	40	387.61	600	1.372	126	3.10	0.30	0.11	0.41
FINAL DE PLANO (C/ APENAS UM MÓDULO EM OPERAÇÃO E BY PASS)	40	429.66	600	1.520	126	3.10	0.37	0.14	0.50

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
1ª ETAPA (SOMENTE ESTE MÓDULO EM OPERAÇÃO)	40	193.81	700	0.504	126	3.10	0.04	0.02	0.06
2ª ETAPA (C/ OS DOIS MÓDULOS EM OPERAÇÃO)	40	387.61	700	1.008	126	3.10	0.16	0.05	0.21
FINAL DE PLANO (C/ APENAS UM MÓDULO EM OPERAÇÃO E BY PASS)	40	429.66	700	1.117	126	3.10	0.20	0.07	0.26

5. TRECHO 5

CONDIÇÃO DE VAZÃO: FINAL DE PLANO COM APENAS 1 TQA EM FUNCIONAMENTO

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - FÓRMULA DE MANNING

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m ²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	387.61	600	0.737	0.2232	1.74	0.18	7.98	9.02

$y/D \Rightarrow \frac{Q}{\sqrt{i}}$

5.4816 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

$A \Rightarrow \frac{y}{D} \Rightarrow RH/D$

0.30070449 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

CONDIÇÃO DE VAZÃO: FINAL DE PLANO COM APENAS 1 TQA EM FUNCIONAMENTO C/ BY PASS

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - FÓRMULA DE MANNING

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m ²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	429.66	600	0.811	0.2456	1.75	0.18	8.03	9.12

$y/D \Rightarrow \frac{Q}{\sqrt{i}}$

6.0763 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

$A \Rightarrow \frac{y}{D} \Rightarrow RH/D$

0.304 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

CONDIÇÃO DE VAZÃO: FINAL DE PLANO COM APENAS 2 TQAS EM FUNCIONAMENTO

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - FÓRMULA DE MANNING

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m ²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	193.8	600	0.468	0.1298	1.49	0.14	7.13	7.19

$y/D \Rightarrow \frac{Q}{\sqrt{i}}$

2.7407 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

$A \Rightarrow \frac{y}{D} \Rightarrow RH/D$

0.23979814 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

CONDIÇÃO DE VAZÃO: FINAL DE PLANO COM APENAS 2 TQAS EM FUNCIONAMENTO C/ BY PASS

CRITÉRIO DE VERIFICAÇÃO: CONDUTO LIVRE - FÓRMULA DE MANNING

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m ²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	214.83	600	0.497	0.1403	1.53	0.15	7.26	7.47

$y/D \Rightarrow \frac{Q}{\sqrt{i}}$

3.0382 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

$A \Rightarrow \frac{y}{D} \Rightarrow RH/D$

0.24904061 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transponte de esgoto sanitário

VERIFICAÇÃO DAS LÂMINAS NO VERTEDOR DA CAIXA DISTRIBUIDORA DE VAZÃO DO TQA - TANQUE DE AERAÇÃO

1) VERTEDOR RETANGULAR - PAREDE ESPESSA

CONDIÇÃO 1 e 3A Q (l/s) = 193.81 L (cm) = 120 Nº Contrações = 1 Q (l/s) 193,81 H (cm) 20.985	CONDIÇÃO 2 Q (l/s) = 387.61 L (cm) = 270 Nº Contrações = 0 Q (l/s) 387,61 H (cm) 19,173	CONDIÇÃO 3B Q (l/s) 214.83 L (cm) = 120 Nº Contrações = 0 Q (l/s) 214,83 H (cm) 22,21	CONDIÇÃO 4A Q (l/s) 387.61 L (cm) = 120 Nº Contrações = 0 Q (l/s) 387,61 H (cm) 32,92	CONDIÇÃO 4B Q (l/s) 429.66 L (cm) = 120 Nº Contrações = 0 Q (l/s) 429,66 H (cm) 35,26
--	---	---	---	---

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^o Juliana

Dimensionamento do "by-pass" total do UASB

* critério de dimensionamento $\Rightarrow$ conduto forçado $\Rightarrow$

Hammer William

* material $\Rightarrow$ PRFV $\Rightarrow$ $C = 130 \Rightarrow C = 90m$

* Peças / Valores

Peças	Quantidade	K	Total
T _{90°}	1	0,60	0,60
Registro	1	0,20	0,20
C 90°	2	0,40	0,80
Saída	1	1,00	1,00
Total			2,60

$$\phi 600 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} p1 \text{ g} = 193,81 \text{ l/s} \Rightarrow v = 0,69 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,13 \text{ m} \\ p1 \text{ g} = 387,61 \text{ l/s} \Rightarrow v = 1,37 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,49 \text{ m} \end{array} \right.$$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE BY PASS TOTAL DO REATOR UASB

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

1. BY PASS - TOTAL DO UASB

TRECHO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
INÍCIO DE PLANO	90	193,81	600	0,686	130	2,60	0,06	0,07	0,13
FINAL DE PLANO	90	387,61	600	1,372	130	2,60	0,25	0,25	0,49

4.4.2. Dimensionamento das Interligações entre o Tanque de Aeração e os Clarificadores

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento das interligações entre o Tanque de Aeração e os Clarificadores para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

SERVIÇO

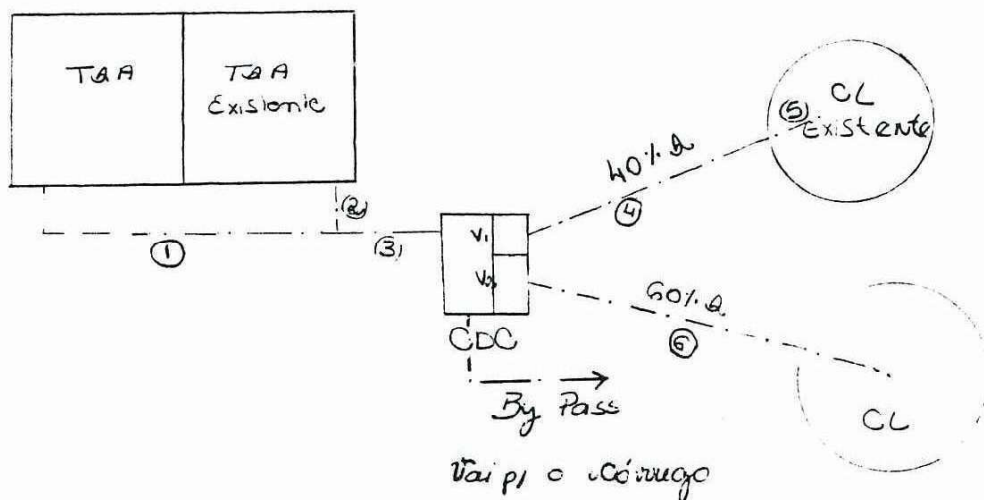
ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Tubulações de Interligação T&A - Clarificadores



Obs:

- * Os novos T&A e CL serão implantados de forma que o NE dentro destes seja igual aos existentes.
Então:

$$NE \text{ T\&A} \Rightarrow 686,050$$

$$NE \text{ CL} \Rightarrow 685,300$$

$$\neq \boxed{0,75m} //$$

- * Como a diferença de nível entre o T&A e o CL é relativamente pequena, as perdas de carga contínuas e localizadas mais a lâmina de distribuição da água na CDC não devem ultrapassar 0,75m. Sendo assim, alguns cálculos de dimensionamento, como por exemplo, velocidade não poderão ser atendidos para todas as situações.

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

* O trecho 5 do CL existente é de FºFº ϕ 500 mm. Em uma verificação preliminar observou-se que será necessário a troca desta tubulação, uma vez que, esta em virtude do desnível existente entre as unidades (TAA - CL) não comporta a vazão de final de plano:

$$40\% \text{ dmed} = 0,40 \times 678,30 = \underline{\underline{271,320 \text{ l/s}}}$$

$$\phi 500 \text{ mm} - V = 1,38 \text{ m/s} - h_f = 0,25 \text{ m}$$

- * Em verificação preliminar observou-se, também, que mesmo alterando o diâmetro do trecho 5 e até quando o diâmetro do trecho 6 (do CL a continuação) não é viável pensar em explorar toda a vazão em um dos decambidores em caso de eventual parada de uma das unidades. Daí a necessidade de criação de um "By Pass" na CDC e/alongamento direto ao córrego.
- * Os TAA's poderão operar independentes e/ou toda a vazão de projeto.

1) Jazéis de Dimensionamento.

dmed afluente ao CL $\Rightarrow 678,30 \text{ l/s}$ (Final de Plano)
 O decambidor existente tem capacidade de operar e/ou máximo 40% da Jazé de Final de plano. Então.

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Trecho ④ e ⑤ $\Rightarrow$ 40% Δ med = 271,32 Δ /s }
 Trecho ⑥ $\Rightarrow$ 60% Δ med = 406,98 Δ /s } } Fim de Plano

Como já mencionado, a 1ª Etapa do Reator UASB corresponde a 50% da capacidade desta unidade, que supera a capacidade do CL existente. Então, para esta condição tem-se:

$$50\% \Delta\text{med} = 339,15 \Delta/\text{s}$$

$$\text{Trecho ④ e ⑤} = 40\% 339,15 \Delta/\text{s} = 135,66 \Delta/\text{s}$$

$$\text{Trecho ⑥} = 60\% 339,15 \Delta/\text{s} = 203,49 \Delta/\text{s}$$

Como os TAA's poderão funcionar independentes tem-se:

Trecho ① e ② $\Rightarrow$ 50% Δ med = 339,15 Δ /s }
 Trecho ③ $\Rightarrow$ Δ med = 678,30 Δ /s } } Fim de Plano CL
2 TAA's.

Trecho ① e ③ $\Rightarrow$ Δ med = 678,30 Δ /s }
 Trecho ② e ③ $\Rightarrow$ Δ med = 678,30 Δ /s } } Fim de Plano CL
1 TAA.

Trecho ② e ③ $\Rightarrow$ 40% Δ med = 271,32 Δ /s }
 Trecho ② e ③ $\Rightarrow$ 50% Δ med = 339,15 Δ /s } } Início de Plano CL
1 TAA e 1 CL

Assim é apresentado um resumo geral dos trechos dimensionados, maiores informações nas planilhas elaboradas apresentadas em anexo.

Trecho 1

* Material

$$\left\{ \begin{array}{l} 5,70 \text{ m} \Rightarrow \text{FOFO} \Rightarrow C = 110 \\ 29,55 \text{ m} \Rightarrow \text{PRFV} \Rightarrow C = 130 \end{array} \right\} C_{19} = 126$$

* Peças / Valores

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada - C90°	1	0,50	0,50
	2	0,40	0,80
Total			1,30

$$\phi 900 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} p/d = 341,14 \text{ s/d} - V = 0,533 \text{ m/s} - h_f = 0,03 \text{ m} \\ p/d = 682,27 \text{ s/d} - V = 1,067 \text{ m/s} - h_f = 0,11 \text{ m} \end{array} \right.$$

Trecho 2

* Material

$$5,70 \Rightarrow \text{FOFO} \Rightarrow C = 110$$

* Peças / Valores

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada - C90°	1	0,50	0,50
	1	0,40	0,40
Total			0,90

$$\phi 900 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} p/d = 271,32 \text{ s/d} - V = 0,427 \text{ m/s} - h_f = 0,01 \text{ m} \\ p/d = 339,15 \text{ s/d} - V = 0,533 \text{ m/s} - h_f = 0,02 \text{ m} \\ p/d = 678,30 \text{ s/d} - V = 1,067 \text{ m/s} - h_f = 0,06 \text{ m} \end{array} \right.$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Trecho 3

* Material

 18 m $\Rightarrow$ PRFV $\Rightarrow$ C = 130

* Peças / Galerias

Peças	Quantidade	K	Total
T ₂	1	0,60	0,60
C90°	1	0,40	0,40
Saída	1	1,00	1,00
Total			2,00

$$\phi 900 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} P/D = 271,32 \text{ L/D} - V = 0,427 \text{ m/s} - h_f = 0,02 \text{ m} \\ P/D = 339,15 \text{ L/D} - V = 0,533 \text{ m/s} - h_f = 0,03 \text{ m} \\ P/D = 678,30 \text{ L/D} - V = 1,067 \text{ m/s} - h_f = 0,14 \text{ m} \end{array} \right.$$

Trecho 4+5

* Material

 20 m $\Rightarrow$ FOF $\Rightarrow$ C = 110

 27,30 m $\Rightarrow$ PRFV $\Rightarrow$ C = 130

$$\left. \begin{array}{l} 20 \text{ m} \\ 27,30 \text{ m} \end{array} \right\} C_{eq} = 121$$

* Peças / Galerias

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C90°	2	0,40	0,80
C45°	1	0,20	0,20
Total			2,50

$$+ \phi 400 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} P/D = 135,66 \text{ L/D} - V = 0,356 \text{ m/s} - h_f = 0,03 \text{ m} \\ P/D = 271,32 \text{ L/D} - V = 0,705 \text{ m/s} - h_f = 0,10 \text{ m} \end{array} \right.$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Trecho 6

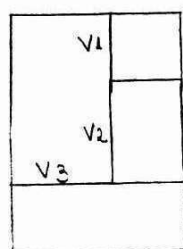
+ Material

$$\left. \begin{array}{l} 28,30 \text{ m} - \text{FºFº} - C = 110 \\ 57,70 \text{ m} - \text{PRFV} - C = 130 \end{array} \right\} C_{29} = 123$$

+ Peças / Valores

 Idem Trecho 4+5 $\Rightarrow E K = 2,50$

$$\phi 900 \text{ mm} \left\{ \begin{array}{l} p/ \varnothing = 203,49 \text{ l/s} - V = 0,32 \text{ m/s} - h_f = 0,02 \text{ m} \\ p/ \varnothing = 406,98 \text{ l/s} - V = 0,64 \text{ m/s} - h_f = 0,09 \text{ m} \end{array} \right.$$

CDC - Caixa Distribuidora de Tágua dos Clarificadores


$$\longrightarrow 40\% Q = 271,32 \text{ l/s}$$

$$\longrightarrow 60\% Q = 406,98 \text{ l/s}$$

$$\longrightarrow \text{'By Pass' até } 100\% Q = 678,30$$

Janelas Retangulares de parede espessa.

$$Q = 1,7 \times L \times H^{3/2}$$

$$V_2 \Rightarrow L = 2 \text{ m} \text{ e } Q = 406,98 \text{ l/s} \Rightarrow H \approx 25 \text{ cm}$$

$$V_1 \Rightarrow Q = 271,32 \text{ l/s} \text{ e } H = 25 \text{ cm} \Rightarrow L \approx 1,35 \text{ m}$$

por como o objetivo desta caixa é dividir a vazão de forma que 40% seja encaminhada ao CL existente e que 60% ao CL a construir, então a largura dos vertedores deve ser diferente porém a altura das lâminas deve ser igual.

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^a Juliana

$$V3 \Rightarrow L = 2 \text{ m e } d = 678,30 \Rightarrow HL \approx 35 \text{ cm}$$

Obs: O eixo da rede de V3 deve ser colocado a aproximadamente 3 cm acima da altura da lâmina dos vertedores V1 e V2. Pois a função deste é exaustar eventuais excessos de vazão ou no caso de uma ou ambas as unidades se encenarem para o funcionamento.

Dimensionamento da tubulação do "by-pass"

critério de verificação $\Rightarrow$ conduto livre $\Rightarrow$ Fórmula de Manning:

$$\phi 400 \text{ mm} - I = 0,5\%$$

* p/ $Q = 678,30 \text{ l/s} \Rightarrow$ condição menos provável

$$\frac{y}{D} = 0,857 - V = 1,94 \text{ m/s} - T = 10,61 \text{ Pa}$$

* p/ $Q = 406,98 \text{ l/s} \Rightarrow$ OCL novo para de operação

$$\frac{y}{D} = 0,571 - V = 1,79 \text{ m/s} - T = 9,46 \text{ Pa}$$

* p/ $Q = 271,32 \text{ l/s} \Rightarrow$ OCL existente para de operação

$$\frac{y}{D} = 0,449 - V = 1,63 \text{ m/s} - T = 8,17 \text{ Pa}$$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

VERIFICAÇÕES PRELIMINARES DO TRECHO 6 DO CLARIFICADOR EXISTENTE

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

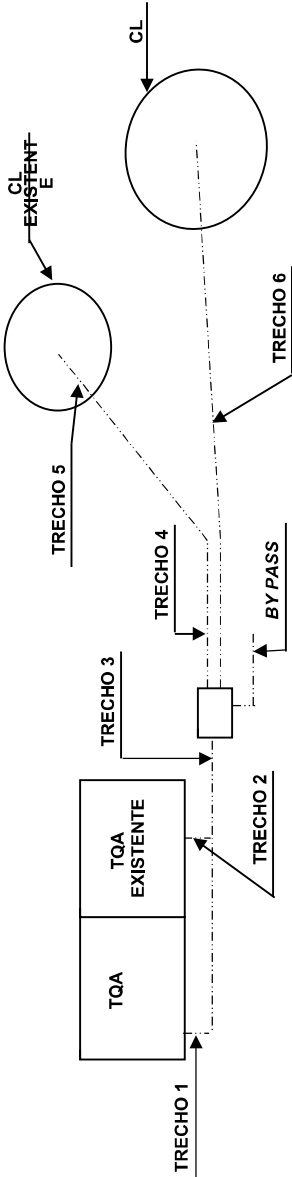
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C}\right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 5

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	Σ K	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{MED}	20	271.32	500	1.383	100	1.40	0.14	0.11	0.25
100% Q _{MED}	20	678.3	700	1.763	110	1.40	0.22	0.10	0.32

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	Σ K	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
100% Q _{MED}	85.75	678.3	900	1.067	110	2.90	0.17	0.12	0.29

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE O TANQUE DE AERACÃO E OS CLARIFICADORES

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

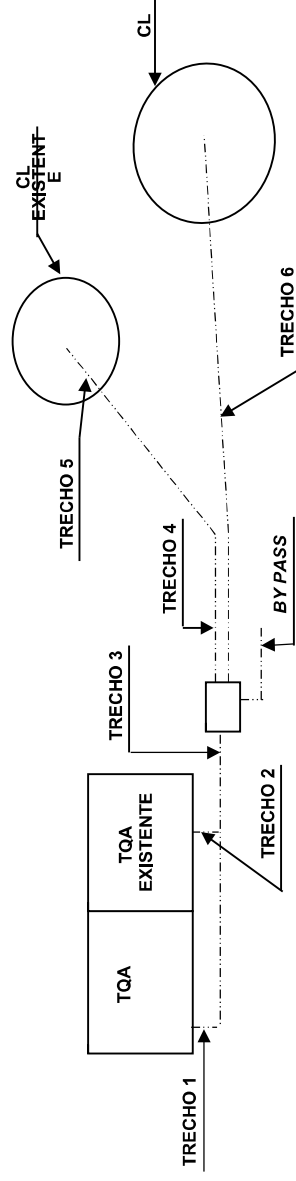
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
50% Q _{MED}	35.25	339.15	800	0.675	126	1.30	0.03	0.02	0.05
100% Q _{MED}	35.25	678.30	800	1.350	126	1.30	0.12	0.07	0.19

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
50% Q _{MED}	35.25	339.15	900	0.533	126	1.30	0.02	0.01	0.03
100% Q _{MED}	35.25	678.30	900	1.067	126	1.30	0.08	0.04	0.11

2. TRECHO 2

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{MED}	5.7	271.32	800	0.540	110	0.90	0.01	0.00	0.02
50% Q _{MED}	5.7	339.15	800	0.675	110	0.90	0.02	0.00	0.02
100% Q _{MED}	5.7	678.30	800	1.350	110	0.90	0.08	0.01	0.10

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{MED}	5.7	271.32	900	0.427	110	0.90	0.01	0.00	0.01
50% Q _{MED}	5.7	339.15	900	0.533	110	0.90	0.01	0.00	0.02
100% Q _{MED}	5.7	678.30	900	1.067	110	0.90	0.05	0.01	0.06

3. TRECHO 3

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{MED}	18	271.32	800	0.540	130	2.00	0.03	0.01	0.04
50% Q _{MED}	18	339.15	800	0.675	130	2.00	0.05	0.01	0.06
100% Q _{MED}	18	678.30	800	1.350	130	2.00	0.19	0.03	0.22

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{MED}	18	271.32	900	0.427	130	2.00	0.02	0.00	0.02
50% Q _{MED}	18	339.15	900	0.533	130	2.00	0.03	0.01	0.03
100% Q _{MED}	18	678.30	900	1.067	130	2.00	0.12	0.02	0.14

4. TRECHO 4 + 5

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% (50% Q _{MED})	47.3	135.66	700	0.353	121	2.50	0.02	0.01	0.03
40% Q _{MED}	47.3	271.32	700	0.705	121	2.50	0.06	0.04	0.10

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% (50% Q _{MED})	47.3	135.66	800	0.270	121	2.50	0.01	0.01	0.01
40% Q _{MED}	47.3	271.32	800	0.540	121	2.50	0.04	0.02	0.06

5. TRECHO 6

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
60% (50% Q _{MED}) 60% Q _{MED}	86	203.49	800	0.405	123	2.50	0.02	0.02	0.04
	86	406.98	800	0.810	123	2.50	0.08	0.07	0.15

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
60% (50% Q _{MED}) 60% Q _{MED}	86	203.49	900	0.320	123	2.50	0.01	0.01	0.02
	86	406.98	900	0.640	123	2.50	0.05	0.04	0.09

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE O TANQUE DE AERAÇÃO E OS CLARIFICADORES

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

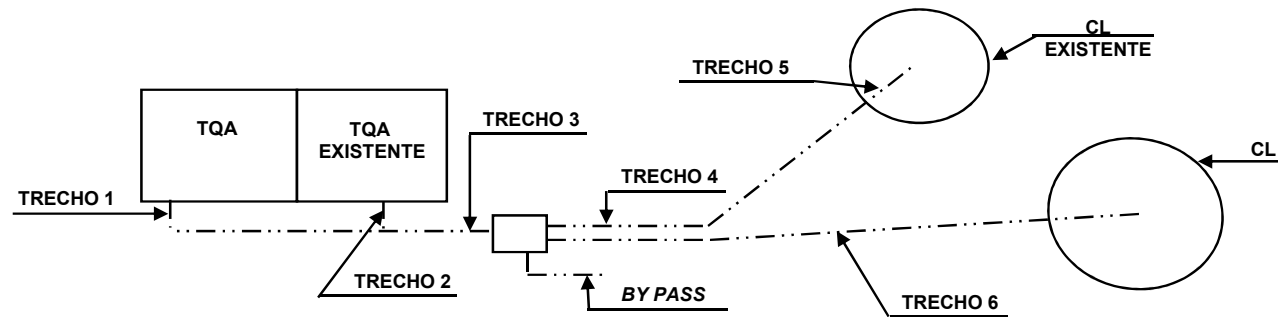
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



JUIZ DE FORA/MG - ETE BARBOSA LAGE

VERIFICAÇÃO DAS LÂMINAS NO VERTEDOR DA CAIXA DISTRIBUIDORA DE VAZÃO
DO CL - CLARIFICADOR

1) VERTEDOR RETANGULAR - PAREDE ESPESSA

CONDIÇÃO 60% Q - V2				CONDIÇÃO 40 % Q - V1				CONDIÇÃO 100 % Q - V3			
Q (l/s) =		406.98		Q (l/s) =		271.32		Q (l/s) =		678.3	
L (cm) =		200		H (cm) =		24.29		L (cm) =		200	
Q (l/s)		H (cm)		Q (l/s)		L (cm)		Q (l/s)		H (cm)	
406.98		24.29		271.32		133.33		678.30		34.14	

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE BY PASS DA CDC

CRITÉRIO DE DIMENSIONAMENTO - CONDUTO LIVRE

1) BY PASS

CONDIÇÃO 1:

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m2)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	678.3	700	0.857	0.3505	1.94	0.21	8.66	10.61

$$\frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

$$A \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

CONDIÇÃO 2:

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m2)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	406.98	700	0.571	0.2270	1.79	0.19	8.18	9.46

$$\frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

$$A \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

CONDIÇÃO 3:

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m2)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	271.32	700	0.449	0.1669	1.63	0.16	7.60	8.17

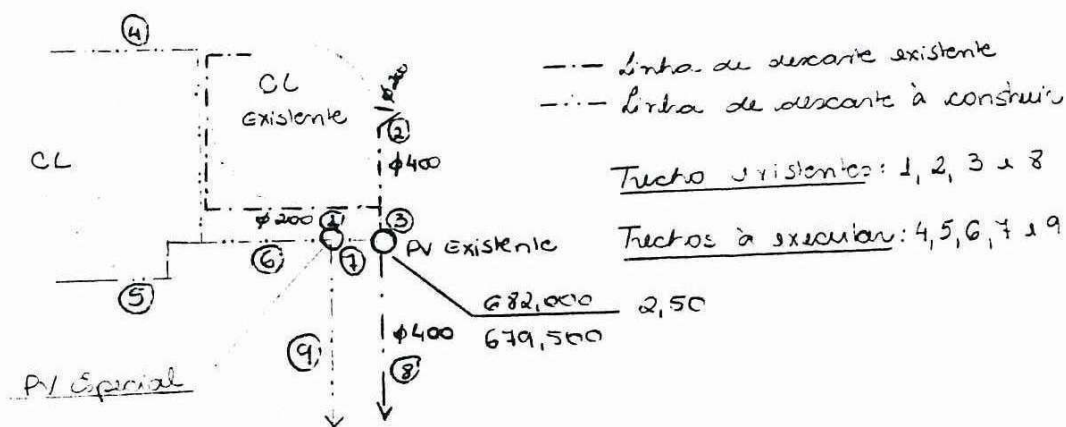
$$\frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

$$A \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}} \quad \frac{Q}{\sqrt{f}}$$

4.4.3. Dimensionamento das Linhas de Descarte Final

Apresenta-se a seguir o dimensionamento das Linhas de Descarte Final da Fase Líquida dos Clarificadores para o Rio Paraibuna.

Dimensionamento da tubulação de descarte final do efluente (Clarificador $\rightarrow$ Rio Paraíba)



Os trechos serão dimensionados por conduto forçado exceto os trechos 3, 5, 7 e 9. Para os trechos 3 e 5 será verificada a possibilidade, pelo menos em um eixo do plano, de conduzir a vazão efluente do clarificador existente. Será verificada, ainda, a possibilidade de se fazer a vazão, de um eixo do clarificador, do rio para o rio. Será implantado. A tubulação não poderá ser conduzida no eixo de ambos os clarificadores, exceto se a possibilidade de interligar os trechos 3 ao 4 e o 5 ao 6 onde o efluente do clarificador existente se junta ao do rio clarificador em um PI especial a partir daqui a vazão seguirá pelo trecho 9, por conduto forçado até o Rio Paraíba. Nesta condição o trecho 8 será abandonado.

Fica, pois, a ser verificado a possibilidade de se fazer a tubulação que irá unir os dois pontos de lançamento.

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Razões de desconto dos clarificadores

$$Q_{med} = 373,73 \text{ l/s} \quad \begin{cases} 40\% \text{ CL Existente} = 149,49 \text{ l/s} \\ 60\% \text{ CL novo} = 224,24 \text{ l/s} \end{cases}$$

Cada clarificador possuirá dois pontos de saída do efluente. Admitir-se-á que as razões nestes trechos são iguais. Então:

$$\text{Trecho ④ e ⑤} \Rightarrow 224,24 \div 2 = 112,12 \text{ l/s}$$

$$\text{Trecho ① e ②} \Rightarrow 149,49 \div 2 = 74,75 \text{ l/s}$$

Obs: O trecho 2 é proveniente do reservatório de água clarificada, portanto, o ϕ diferente não possibilita aumento da vazão, pois esta será controlada pelo nível do reservatório e a tubulação que alimenta o CL existente ao reservatório tem o mesmo diâmetro que o trecho ①, 200 mm.

Considerações finais: Verificação dos pontos existentes

Trecho 1 - conduto perdido

$$* L = 62 \text{ m} \Rightarrow \phi 200 \text{ mm} \Rightarrow \text{PVC} \Rightarrow C = 130$$

* Peças / Itens:

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
C90°	3	0,40	1,20
Total			1,70

$$+ p_f = 74,75 \text{ l/s} \Rightarrow \phi 200 \text{ mm} \Rightarrow J = 2,32 \text{ l/s} \Rightarrow h_f = 2,18 \text{ m}$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

Techo 3 - conduto porçado

+ $L = 14 \text{ m} \Rightarrow \phi 400 \text{ mm} \Rightarrow \text{PVC} \Rightarrow C = 130$

+ Peças / Itens

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
C45°	1	0,20	0,20
Total			0,70

+ $PI \ Q = 74,75 \text{ l/s} \Rightarrow \phi 400 \text{ mm} \Rightarrow V = 0,60 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,03 \text{ m}$

No Clarificador existirá a maior perda de carga (da-1x-1) no Techo 1, 2,18 m.

cota de saída do elemento = 684,55
 cota de chegada = 679,50 } $\neq 5,05 \text{ m}$

Como a Perda de carga no techo ① é menor, que o desnível geométrico no techo, então a tubulação compensa a vazão a ser desentada.



Obs: como o elemento do clarificador já está sempre fornecendo a vazão necessária, portanto não há necessidade de mais nada.

Para condutos porçados em tubulação de $\phi 10$, el diq., a velocidade máxima pode chegar a 4,5 m/s.

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^a Juliana

Trecho 318 - conduto livre
 $L = 42 \text{ m} \Rightarrow \phi 400 \text{ mm} \Rightarrow \text{PVC} \Rightarrow I = 0,5\% \quad \begin{cases} 36 - \text{Trecho 8} \\ 6 - \text{Trecho 3} \end{cases}$
 $* p/q = 149,49 \text{ l/s}$
 $\frac{V}{D} = 0,835 \quad U = 1,34 \text{ m/s} \quad T = 6,08 \text{ Pa}$

Obr: Em verificação preliminar, foi observado que p/ a vazão total, os ramos clarificadores, este tubo não funcionaria como conduto livre.

Dimensionamento. Verificação da parte a ser construída
Trecho 4 $\Rightarrow$ conduto Forçado

 $* L = 56 \text{ m} \Rightarrow \text{PVC} \Rightarrow C = 130$
 $* \text{Pecas / Juntas}$

Pecas	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
C90°	2	0,40	0,80
Total			1,30

 $* p/q = 112,12 \text{ l/s} \Rightarrow \phi 300 \text{ mm} \Rightarrow U = 1,59 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,62 \text{ m}$
Trecho 5 $\Rightarrow$ conduto Forçado

 $* L = 32 \text{ m} \Rightarrow \text{PVC} \Rightarrow C = 130$
 $* \text{Pecas / Juntas}$

Pecas	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
C90°	2	0,40	0,80
Total			1,30

SERVIÇO

ETE - Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Eng. Juciana

De acordo com as verificações realizadas, após a implantação do novo clarificador, o trecho ⑧ será abandonado. Sendo, assim, todo o segmento final realizado pelo trecho ⑦.

É bom observar que os PV's deverão ser especiais, a fim de que possam, a montanha, a carga a montante.

1. PARTE EXISTENTE

TRECHO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
TRECHO 1	62	74.75	200	2.381	130	1.70	0.49	1.69	2.18
TRECHO 2	14	74.75	400	0.595	130	0.70	0.01	0.01	0.03

2. PARTE A CONSTRUIR

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
TRECHO 4	56	112.12	300	1.587	130	1.30	0.17	0.45	0.62
TRECHO 5	32	112.12	300	1.587	130	1.70	0.22	0.26	0.48
TRECHO 6	27	224.24	300	3.174	130	1.60	0.82	0.78	1.60

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
TRECHO 4	56	112.12	400	0.893	130	1.30	0.05	0.11	0.16
TRECHO 5	32	112.12	400	0.893	130	1.70	0.07	0.06	0.13
TRECHO 6	22	225.6	400	1.796	130	1.60	0.26	0.16	0.42

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE DESCARTE DO EFLUENTE

CRITÉRIO DE DIMENSIONAMENTO - CONDUTO LIVRE

1) TRECHO 3 E 8 - CONDUTO LIVRE

CONDIÇÃO 1: Somente o CL existente - Q = 149,49 l/s

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	149.49	400	0.835	0.1120	1.34	0.12	6.55	6.08

$$y/D \quad \frac{Q}{\sqrt{i}} \quad \Rightarrow$$

2.1141 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

$$A \quad \Rightarrow \quad y/D \quad \Rightarrow \quad RH/D$$

0.304 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

2) TRECHO 7 - CONDUTO LIVRE

CONDIÇÃO 1: Somente o CL existente - Q = 149,49 l/s

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	149.49	500	0.535	0.1070	1.40	0.13	6.78	6.51

$$y/D \quad \frac{Q}{\sqrt{i}} \quad \Rightarrow$$

2.1141 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

$$A \quad \Rightarrow \quad y/D \quad \Rightarrow \quad RH/D$$

0.2605281 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

3) TRECHO 9 - CONDUTO LIVRE

CONDIÇÃO 1: Com ambos CL's em funcionamento - Q = 373,73 l/s

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	373.73	700	0.541	0.2126	1.76	0.18	8.05	9.18

$$y/D \quad \frac{Q}{\sqrt{i}} \quad \Rightarrow$$

5.2853 Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

$$A \quad \Rightarrow \quad y/D \quad \Rightarrow \quad RH/D$$

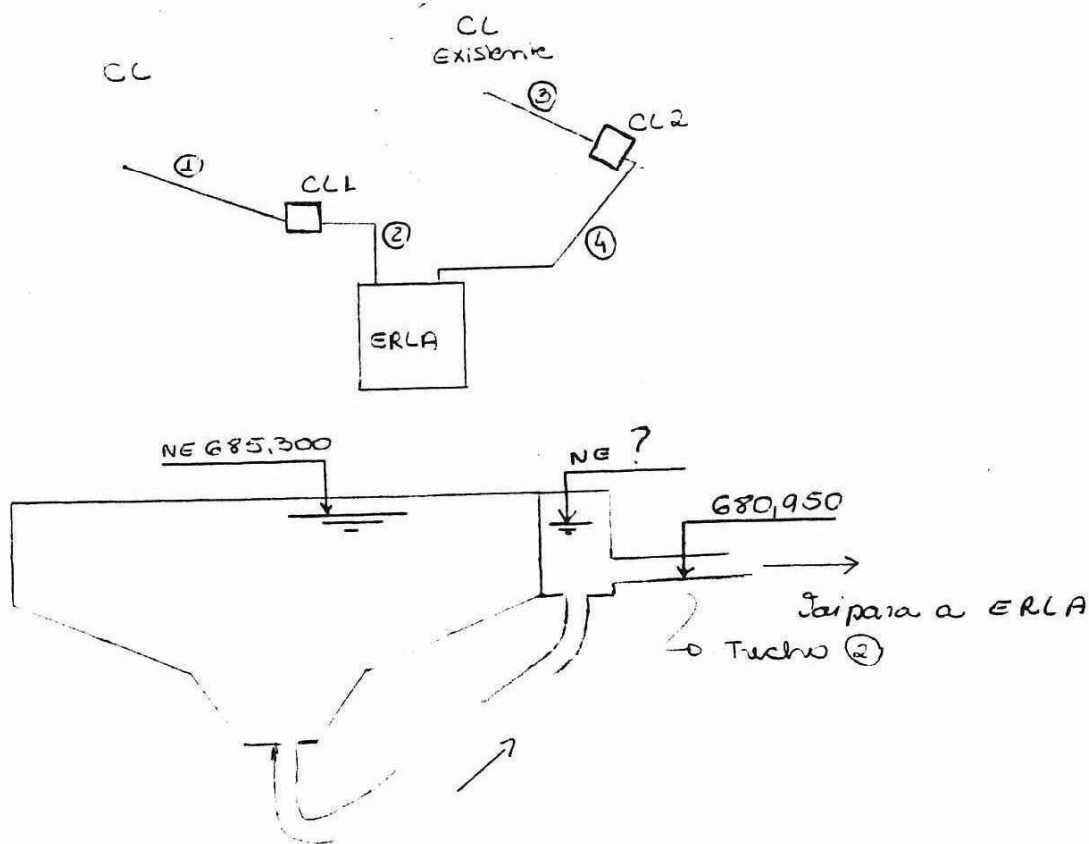
0.2624048 Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário

4.5. DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DA FASE SÓLIDA

4.5.1. Interligação do Clarificador com a ERLA

Apresenta-se a seguir o dimensionamento da tubulação de interligação de retorno de lodo do Clarificador para a ERLA.

Dimensionamento da tubulação de interligação de
Rede de Rodo do Clarificador p/ a ERLA



Forma de Dimensionamento

$$Q = 304,57 \text{ l/s} \begin{cases} 40\% \Rightarrow Q = 121,83 \text{ l/s} \\ 60\% \Rightarrow Q = 182,74 \text{ l/s} \end{cases} \text{ Final de } \text{Plano}$$

Dimensionamento

Tubo 1 (CL - CL1) $\Rightarrow$ conduto forçado.

$$L = 137 \text{ m} \Rightarrow F \circ F \circ \Rightarrow C = 110$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engª Juliana

 * Peças / Valores

Peça	Quantidade	K	Total
Enchada-Saida	1	0,50	0,50
90°	1	1,00	1,00
	2	0,40	0,80
Total			2,30

$$+ P1 \varnothing = 182,74 \text{ l/s} \Rightarrow \varnothing 400 \text{ mm} \Rightarrow U = 1,46 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,44 \text{ m}$$

$$\text{Então, } \underline{\underline{NE}} \text{ na } \underline{\underline{CL1}} = 685,300 - 0,44 = 684,860 //$$

Trecho 2 (CL1 - ERLA) $\Rightarrow$ Conduto Forçado

$$+ L = 18 \text{ m} \Rightarrow \text{PRFV} \Rightarrow C = 130$$

 * Peças / Valores

Peça	Quantidade	K	Total
Enchada-Saida	1	0,50	0,50
45°	1	1,00	1,00
	1	0,20	0,20
Total			1,70

$$+ P1 \varnothing = 182,74 \text{ l/s} \Rightarrow \varnothing 400 \text{ mm} \Rightarrow U = 1,46 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,27 \text{ m}$$

$$\text{Então, } \underline{\underline{NE}} \text{ max na } \underline{\underline{ERLA}} = 684,860 - 0,27 = \underline{\underline{684,590}}$$

Trecho 3 (CL Existente - CL 2) $\Rightarrow$ Conduto Forçado.

$$+ L = 17 \text{ m} \Rightarrow \text{FºFº} \Rightarrow C = 110$$

$$+ \text{Peças / Valores} \Rightarrow \text{idem Trecho 2} \Rightarrow \Sigma K = 2,30$$

$$+ P1 \varnothing = 121,23 \text{ l/s} \Rightarrow \varnothing 400 \text{ mm} \Rightarrow V = 0,97 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,16 \text{ m}$$

$$\text{Então, } \underline{\underline{NE}} \text{ na } \underline{\underline{CL 2}} = 685,300 - 0,16 = 685,140 //$$

Tubo 4 (CL2 - EPLA) $\Rightarrow$ Conduto Forçado

* $L = 36,50 \Rightarrow$ PRFV $\Rightarrow C = 130$

* Pecas / Itens

Pecas	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C 45°	1	0,20	0,20
C 90°	2	0,40	0,80
Total			2,50

* p/ $Q = 121,83 \text{ l/s} \Rightarrow \phi 400 \text{ mm} \Rightarrow V = 0,97 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,20 \text{ m}$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE OS CLARIFICADORES E A ERLA
EQUAÇÕES EMPREGADAS:

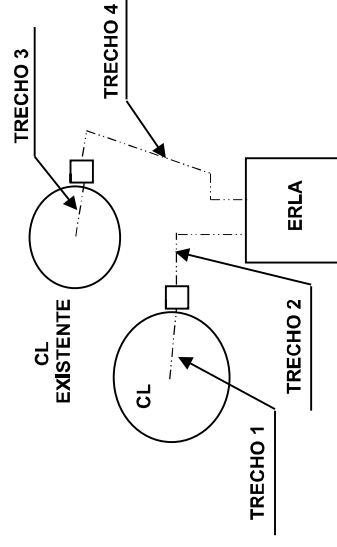
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	29	137.07	400	1.091	110	2.30	0.14	0.11	0.25
100% UASB IMPLANTADO	29	182.74	400	1.455	110	2.30	0.25	0.19	0.44

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	29	137.07	500	0.698	110	2.30	0.06	0.04	0.10
100% UASB IMPLANTADO	29	182.74	500	0.931	110	2.30	0.10	0.07	0.17

2. TRECHO 2

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	18	137.07	400	1.091	130	1.70	0.10	0.05	0.15
100% UASB IMPLANTADO	18	182.74	400	1.455	130	1.70	0.18	0.09	0.27

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	18	137.07	500	0.698	130	1.70	0.04	0.02	0.06
100% UASB IMPLANTADO	18	182.74	500	0.931	130	1.70	0.08	0.03	0.10

3. TRECHO 3

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	17	91.38	400	0.728	110	2.30	0.06	0.03	0.09
100% UASB IMPLANTADO	17	121.83	400	0.970	110	2.30	0.11	0.05	0.16

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	17	91.38	500	0.466	110	2.30	0.03	0.01	0.04
100% UASB IMPLANTADO	17	121.83	500	0.621	110	2.30	0.05	0.02	0.06

4. TRECHO 4

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	36.5	91.38	400	0.728	130	2.50	0.07	0.05	0.12
100% UASB IMPLANTADO	36.5	121.83	400	0.970	130	2.50	0.12	0.08	0.20

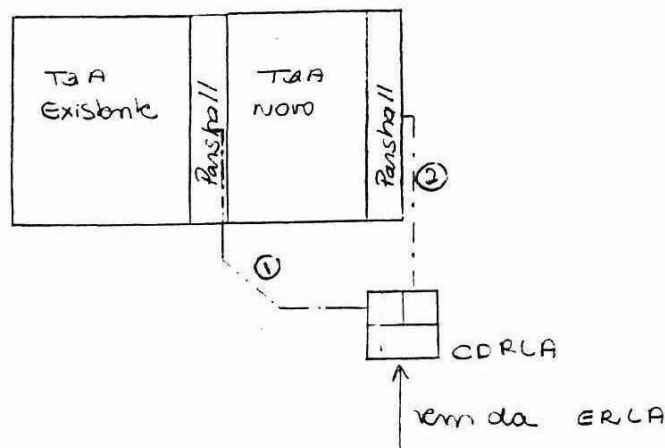
2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
75% UASB IMPLANTADO	36.5	91.38	500	0.466	130	2.50	0.03	0.02	0.04
100% UASB IMPLANTADO	36.5	121.83	500	0.621	130	2.50	0.05	0.03	0.08

4.5.2. Interligação CDRLA e o Tanque de Aeração

Apresenta-se a seguir o dimensionamento da tubulação de interligação de retorno de lodo do CDRLA para o Tanque de Aeração

Dimensionamento da tubulação de interligação de
Retro de Lodo no T&A (CDRLA - T&A)



Taxa de dimensionamento

Se somente 1 T&A estiver em funcionamento $\Rightarrow Q = 304,57 \text{ l/s}$

C/ 2 T&As em funcionamento $\Rightarrow Q = \frac{304,57 \text{ l/s}}{2} = 152,29 \text{ l/s}$ (valor adotado)

Dimensionamento

Tubo 1 $\Rightarrow$ Conduto forçado (CDRLA - T&A Existente)

+ $L = 50,00 \text{ m}$ $\left\{ \begin{array}{l} 5 \text{ m} - \text{FºFº} - C = 110 \\ 45 \text{ m} - \text{PRFV} - C = 130 \end{array} \right\} C_{qf} = 128$

+ Peças / Gêneros

Peça	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C45º	2	0,20	0,20
C90º	3	0,40	1,20
Total			2,90

Obs: As vazões de dimensionamento que provêm da ERLA devem ser multiplicadas por um coeficiente de segurança de 1,5, conforme recomendação da norma técnica, para vazões de final de plano.

* p/ $Q = 152,29 \times 1,5 = 228,44 \text{ l/s} - \phi 600 \text{ mm} - V = 0,81 \text{ m/s} - h_f = 0,15 \text{ m}$

* p/ $Q = 304,57 \times 1,5 = 456,86 \text{ l/s} - \phi 600 \text{ mm} - V = 1,62 \text{ m/s} - h_f = 0,33 \text{ m}$

Obs: Nas planilhas eletrônicas anexas são apresentadas outras alternativas também estudadas: tanto de ϕ como de vazão.

Trecho 2 $\rightarrow$ Conduto perçado $\Rightarrow$ (CDRLA - T&A Novo)

* $L = 15 \text{ m} - F \circ F \circ - C = 110$

* Peças / Valores

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C90°	1	0,40	0,40
Total			1,90

* p/ $Q = 228,44 \text{ l/s} - \phi 600 \text{ mm} - V = 0,81 \text{ m/s} - h_f = 0,08 \text{ m}$

* p/ $Q = 456,86 \text{ l/s} - \phi 600 \text{ mm} - V = 1,62 \text{ m/s} - h_f = 0,33 \text{ m}$

Dimensionamento do Trecho de Instalação Parshall

$$p/ Q = 456,86 \text{ l/s} \Rightarrow \text{Parshall} \Rightarrow 1/2' = \text{cm} \begin{cases} \lambda = 1,054 \\ n = 1,537 \end{cases}$$

$$\text{sendo: } D = \lambda H^{1/n} \Rightarrow D = 1034^{-1,537}$$

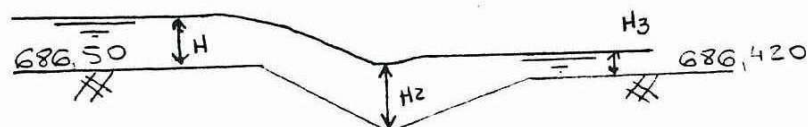
* p/ $Q = 456,86 \text{ l/s} \Rightarrow H = \underline{58 \text{ cm}}$

$H_2 \cong H_3 \cong 0,70 \times H = 0,70 \times 58 = \underline{41 \text{ cm}}$

+ p/ $Q = 228,44 \text{ l/s} \Rightarrow H = \underline{37 \text{ cm}}$

$H_2 \cong H_3 \cong \underline{26 \text{ cm}}$

Esquerda Geral do medidor Parshall



Dimensionamentos dos vertederos retangulares da CRLA

Vertedor retangular de Parede espessa $\Rightarrow Q = 1,7 L H^{3/2}$

Fluxos e condições de dimensionamento:

$Q = 304,57 \text{ l/s} \times 1,5 = 456,86 \text{ l/s}$ (Total de Fluxo c/ coef de seg da ERLA)

Condição 1:

$L = 110 \text{ m}$

$Q = 228,43 \text{ l/s}$

$H \cong 25 \text{ cm}$

Início de plano 50% da vazão e corrente o TGA existente em funcionamento de final de plano c/ o 2 TGA's em funcionamento.

Condição 2:

$L = 110 \text{ m}$

$Q = 456,86 \text{ l/s}$

$H = 40 \text{ cm}$

Fim de plano c/ os 2 TGA's implantados, porém um deles para operação temporária.

Condição 3:

$L = 150 \text{ m}$

$Q = 456,86 \text{ l/s}$

$H = 28 \text{ cm}$

Fim do plano c/ apenas o TGA existente em funcionamento, o outro implantado o TGA.

JUIZ DE FORA - MG/ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CAIXA DE DISTRIBUIÇÃO DE LODO E O TQA
EQUAÇÕES EMPREGADAS:

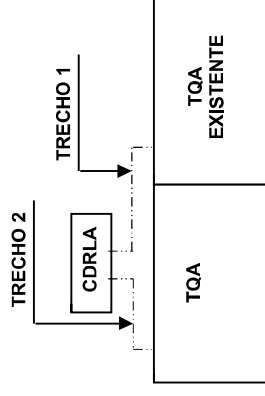
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C} \right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1**1ª OPÇÃO**

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{LFP} (c/ apenas ITQA e ICL)	50	121.83	500	0.621	128	2.90	0.06	0.04	0.10
50% Q _{LFP} (50% UASB + 1TQA OU 100% UASB + 2TQA)	50	228.44	500	1.164	128	2.90	0.20	0.13	0.33
100% Q _{LFP} (100% UASB + 1TQA)	50	456.86	500	2.328	128	2.90	0.80	0.46	1.27

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{LFP} (c/ apenas ITQA e ICL)	50	121.83	600	0.431	128	2.90	0.03	0.02	0.04
50% Q _{LFP} (50% UASB + 1TQA OU 100% UASB + 2TQA)	50	228.44	600	0.808	128	2.90	0.10	0.05	0.15
100% Q _{LFP} (100% UASB + 1TQA)	50	456.86	600	1.617	128	2.90	0.39	0.19	0.58

2. TRECHO 2**1ª OPÇÃO**

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{LFP} (c/ apenas ITQA e ICL)	15	121.83	500	0.621	110	1.90	0.04	0.02	0.05
50% Q _{LFP} (50% UASB + 1TQA OU 100% UASB + 2TQA)	15	228.44	500	1.164	110	1.90	0.13	0.05	0.18
100% Q _{LFP} (100% UASB + 1TQA)	15	456.86	500	2.328	110	1.90	0.52	0.18	0.71

2ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	$\sum K$	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
40% Q _{LFP} (c/ apenas ITQA e ICL)	15	121.83	600	0.431	110	1.90	0.02	0.01	0.02
50% Q _{LFP} (50% UASB + 1TQA OU 100% UASB + 2TQA)	15	228.44	600	0.808	110	1.90	0.06	0.02	0.08
100% Q _{LFP} (100% UASB + 1TQA)	15	456.86	600	1.617	110	1.90	0.25	0.08	0.33

**DIMENSIONAMENTO DO VERTEDOR DA CAIXA DISTRIBUIDORA DE
LODO DO TANQUE DE AERAÇÃO
ETE BARBOSA LAGE - JUIZ DE FORA**

1) CONDIÇÃO 1: 40%Q_{LFP} - L = 110 CM

L (cm) =	110
Nº Contrações =	1
Q (l/s)	H (cm)
121.83	16.2888

2) CONDIÇÃO 2: 50%Q_{LFP} - L = 110 CM

L (cm) =	110
Nº Contrações =	1
Q (l/s)	H (cm)
152.29	18.9330

3) CONDIÇÃO 2: 50%Q_{LFP} x 1,5 - L = 110 CM

L (cm) =	110
Nº Contrações =	1
Q (l/s)	H (cm)
228.43	24.9000

4) CONDIÇÃO 3: 50%Q_{LFP} - L = 110 CM

L (cm) =	110
Nº Contrações =	0
Q (l/s)	H (cm)
152.29	18.715

5) CONDIÇÃO 4: 100%Q_{LFP} x1,5- L = 230 CM

L (cm) =	250
Nº Contrações =	0
Q (l/s)	H (cm)
456.86	22.5199

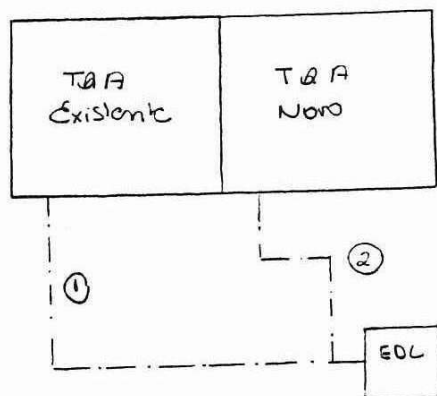
6) CONDIÇÃO 4: 100%Q_{LFP} x1,5- L = 110 CM

L (cm) =	110
Nº Contrações =	1
Q (l/s)	H (cm)
456.86	39.899

4.5.3. Interligação entre o Tanque de Aeração e a EDL

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da interligação entre o Tanque de Aeração e a EDL para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento da tubulação de interligação entre o ventedor triangular de desquite de lodo do T&A e a EOL.



Justificativa e condições de dimensionamento

$Q = 13,27 \text{ L/s}$ (Final de Plano)

critério de dimensionamento $\Rightarrow$ conduto $\Rightarrow$ $\Rightarrow$ manring $\Rightarrow$ $I = 0,5\%$

condição 1:

$$d = 50 \times 13,27 \text{ L/s} = 6,94 \text{ L/s}$$

corr. os dois T&A's em funcionamento em final de plano ou somente o T&A existente em funcionamento em início de plano.

condição 2:

$$Q = 13,27 \text{ L/s}$$

Final de plano e apenas 1 dos T&A's em funcionamento.

Dimensionamento:

$$* p1 \quad \Delta = 6,94 \text{ l/s} \Rightarrow I = 0,5\% \quad e \quad \phi 200 \text{ mm}$$

$$\frac{y}{D} = 0,375 \quad U = 0,65 \text{ m/s} \quad T = 2,05 \text{ Pa}$$

$$* p1 \quad \Delta = 13,87 \text{ l/s} \Rightarrow I = 0,5\% \quad e \quad \phi 200 \text{ mm}$$

$$\frac{y}{D} = 0,557 \quad U = 0,77 \text{ m/s} \quad T = 2,67 \text{ Pa}$$

Dimensionamento do vertedor triangular de descarte do lado

$$* \Delta = 1,4 H^{5/2} \quad (\text{Parede delgada})$$

$$* p1 \quad \Delta = 6,94 \text{ l/s} \Rightarrow H = 12 \text{ cm}$$

$$* p1 \quad \Delta = 13,87 \text{ l/s} \Rightarrow H = 16 \text{ cm}$$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

**DIMENSIONAMENTO DA TUBULAÇÃO DE INTERLIGAÇÃO ENTRE
A SAÍDA DE DESCARTE DE LODO DO TQA E A EDL**

CRITÉRIO DE DIMENSIONAMENTO - CONDUTO LIVRE

CONDIÇÃO 1

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	6.94	200	0.375	0.0107	0.65	0.04	3.80	2.05
y/D	$\frac{Q}{\sqrt{i}}$	0.0981	Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário					
A	$\frac{Q}{\sqrt{i}}$	RH/D	0.20454096	Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário				

CONDIÇÃO 2

I	Q (l/s)	D (mm)	y/D	A (m²)	U (m/s)	Rh (m)	Uc (m/s)	T (Pa)
0.005	13.87	200	0.557	0.0180	0.77	0.05	4.34	2.67
y/D	$\frac{Q}{\sqrt{i}}$	0.1962	Tabela 4.3 pag. 85 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário					
A	$\frac{Q}{\sqrt{i}}$	RH/D	0.266900298	Tabela 4.4 pag. 83 - Livro Coleta e transporte de esgoto sanitário				

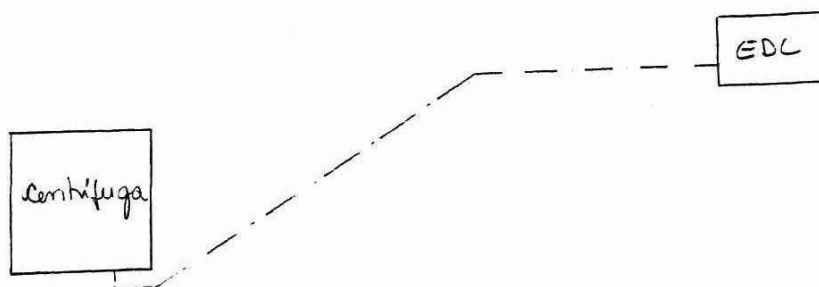
4.5.3. Interligação entre o Tanque de Aeração e a EDL

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da interligação entre o Tanque de Aeração e a EDL para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

4.5.4. Interligação entre a Centrífuga e a EDL

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da interligação entre a Centrífuga e a EDL para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento da tubulação de interligação da Centífuga com a EDC



$$L = 59m$$

critério de dimensionamento $\Rightarrow$ conduto forçado

$$* Q = 173 m^3/dia \div 16 \text{ horas de funcionamento da} \\ \text{centífuga} = 10,81 m^3/hora = \underline{\underline{3,00 l/s}}$$

* Pecas / Valores

Pecas	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
C90°	3	0,40	1,20
C45°	2	0,20	0,40
Tê	1	0,60	0,60
Total			3,70

$$* \text{p/ } Q = 3 l/s \Rightarrow \phi 45 \text{ mm} \Rightarrow v = 0,68 m/s \Rightarrow h_f = 0,59m$$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO ENTRE A CENTRÍFUGA E A EDL

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

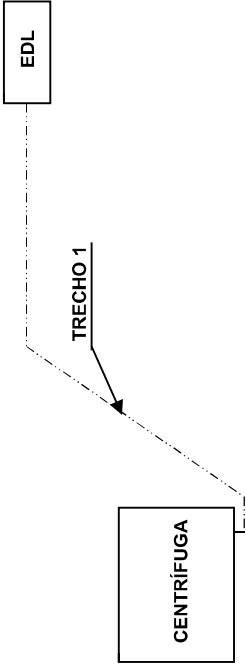
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C}\right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1

L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	Σ K	hf _L	hf _c	hf _{TOTAL}
60	3	75	0.679	130	3.70	0.09	0.51	0.59

4.5.5. Interligação entre o Reator UASB e o Tanque de Lodo

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da interligação entre o Reator UASB e o Tanque de Lodo para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

Dimensionamento da Tubulação de Interligação entre o UASR e o T&L

Obs:

* Como a rede de tubulação de descarte de efluente é independente da rede de água, a norma recomenda ϕ mínimo de 150 mm.

* Cada um dos 8 reatores terão 5 pontos de descarte de efluente e um de esgoto que se interligará a uma tubulação única que os conduzirá até o T&L.

* Não haverá descartes simultâneos, ou seja, será realizado o descarte de um reator por vez.

Forças de dimensionamento

Força total a ser descartada ^{de efluente} = $195 \text{ m}^3/\text{dia} \div 8 = 24,38 \text{ m}^3/\text{h}$
 considerando um tempo de operação da ETE de 8 horas por dia têm-se então 1 litro de efluente por reator. sendo assim: $24,38 \text{ m}^3/\text{h} = \boxed{6,78 \text{ l/s} \times \text{reator}}$

Estimativa da Força de Esgoto:

sendo descartada o equivalente a uma lâmina de 25 cm do reator de dimensões:

Então volume de descarte será: $24 \text{ m} \times 12,80 \text{ m}$

$$V = 0,25 \times 24 \times 12,80 = 76,80 \text{ m}^3/\text{dia} \Rightarrow \text{ou} \text{ } \underline{1 \text{ litro}}$$

$$76,80 \text{ m}^3/\text{hora} = 21,35 \text{ l/s} \times \text{reator}$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^o Juliana

$$* \text{Taxa total de desconto por metro} = 6,78 + 21,35 = 28,13 \text{ €/m}$$

$$* \text{Tubo mais extenso} = 230 \text{ m} \begin{cases} 50 \text{ m } \phi 150 \text{ mm} \\ 180 \text{ m } \phi 200 \text{ mm} \end{cases}$$

$$\Rightarrow \phi_{\text{eq}} = 180 \text{ mm}$$

* Pecas / Galvao

Pecas	Quantidade	K	Tobal
Entrada	1	0,50	0,50
Saída	1	1,00	1,00
90°	6	0,40	2,40
45°	1	0,20	0,20
T1	21	0,60	12,60
VR	4	2,50	10,00
Total			26,70

$$* \text{p1 } \phi_{\text{eq}} = 180 \text{ mm} - V = 1,07 \text{ m/s} - h_f = 3,67 \text{ m}$$

Obs: É improvável que o desconto de sucção e osso ocorram simultaneamente, também, que cada um dos 5 pontos de desconto de osso sejam valores ao mesmo tempo. Este dimensionamento considera a pior situação p1 desconto de osso e do sucção para assegurar o bom funcionamento da tubulação. Então:

$$* \text{p1 desconto simultâneo do sucção} \Rightarrow d = 21,35 \text{ €/m}$$

$$\Rightarrow V = 0,81 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 2,16 \text{ m}$$

$$* \text{p1 desconto simultâneo do osso} \Rightarrow d = 6,78 \text{ €/m}$$

$$\Rightarrow V = 0,27 \text{ m/s} \Rightarrow h_f = 0,24 \text{ m}$$

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^a Juliana

$$\text{Vol } ① + ② = 74,92 \text{ m}^3$$

* p/ desconto de 1 dia de todo = 195 m^3

$$\text{Vol } 3 = 195 - 74,92 = 120,08 \text{ m}^3$$

a altura da lâmina será de:

$$\text{Vol } 3 = 13,70 \times 13,70 \times H$$

$$120,08 = 187,69 \times H$$

$$\Rightarrow \boxed{H \cong 64 \text{ cm}} \quad \boxed{NE = 682,24}$$

* Vol 3 até o limite do exarator

$$\text{Vol } 3 = 13,70 \times 13,70 \times 3,19 = 598,43 \text{ m}^3$$

* Vol total até o limite do exarator

$$\text{Vol } t = \text{Vol } 1 + \text{Vol } 2 + \text{Vol } 3 = 673,65 \text{ m}^3$$

* Capacidade de armazenagem em relação ao despacho de todo. (Nº de dias)

$$N^{\circ} \text{ de dias} = \frac{\text{Vol } t}{195} = \frac{673,65}{195} = \underline{\underline{3,45 \text{ dias}}}$$

Ou seja, despacho corr. pela des 3 valores durante 3 dias mais o desconto de 3 valores no 4º dia.

* Se for descontado em 1 dia. ou seja, o todo

$$\text{Vol} = 125 + 76,80 = 271,80 \text{ m}^3/\text{dia}$$

$$\text{Vol } 3 = 271,80 - 74,92 = 196,88 \text{ m}^3$$

Altura da lâmina:

$$H = \frac{196,88}{187,69}$$

$$= 1,05 \text{ m} \Rightarrow \boxed{NE = 682,65 \text{ m}}$$

JUIZ DE FORA - MG/ ETE - BARBOSA LAGE

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE INTERLIGAÇÃO DE LODO A SER DESCARTADO ENTRE O UASB E O TQL

EQUAÇÕES EMPREGADAS:

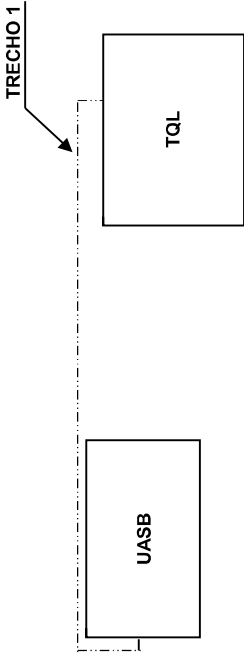
CÁLCULO DA PERDA DE CARGA CONTÍNUA - WANZEN WILLIAMS

$$hf_c = 10,643 \times \left(\frac{Q}{C}\right)^{1,85} \times D^{-4,87} \times L$$

CÁLCULO DA PERDA DE CARGA LOCALIZADA

$$hf_L = K \frac{V^2}{2g}$$

CROQUI:



1. TRECHO 1

1ª OPÇÃO

CONDIÇÃO	L (m)	Q (l/s)	D (mm)	U (m/s)	C	Σ K	hf _L	hf _C	hf _{TOTAL}
LODO + ESCUMA	230	28.13	180	1.107	120	26.70	1.67	2.00	3.67
LODO	230	6.78	180	0.267	120	26.70	0.10	0.14	0.24
ESCUMA	230	21.35	180	0.840	120	26.70	0.96	1.20	2.16

4.6. DIMENSIONAMENTO DAS ELEVATÓRIAS

4.6.1. Elevatória de Retorno de Lodo Ativado – ERLA

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da Elevatória de Retorno de Lodo Ativado – ERLA.

SERVIÇO

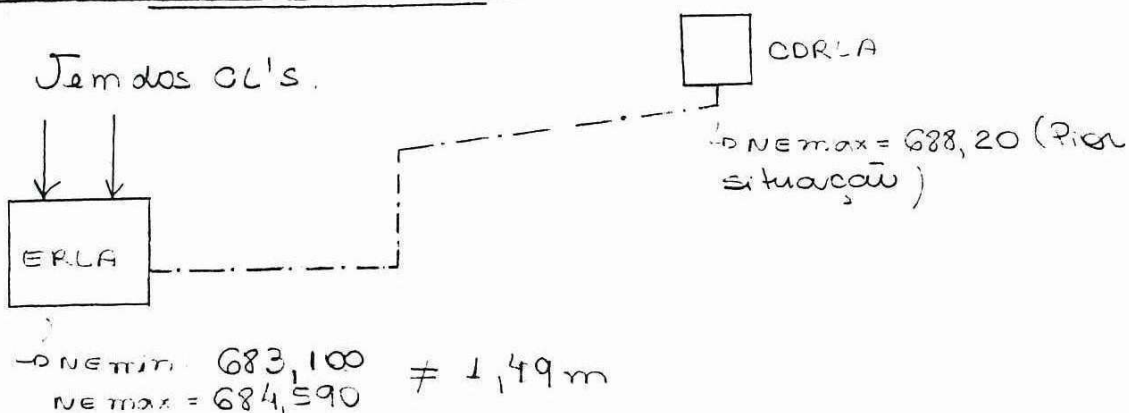
ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Eng. Juliana

Dimensionamento do ERLA



$$L \geq 150 m \quad DG_{MIN} = 3,76 \quad DG_{MAX} = 5,80 m$$

Região de Operação $\Rightarrow Qr = 304,57 \text{ l/s}$

Início de plano = 40% $Qr = 121,83 \text{ l/s}$ (Início de Plano 1)

Fim de plano = 1,5 $Qr = 456,86 \text{ l/s}$ (Fim de Plano 1 e 2 CL)

Obs:

Se os pontos de operação de dois pontos de operação são distintos serão utilizados:

* Início de plano = 1 bomba - 1 bomba reserva

* Fim de plano = 2 bombas - 1 bomba reserva

São dimensionados ainda inversores de frequência para variação da vazão e altura manométrica ao longo do tempo e de acordo com a necessidade de operação.

* Dimensionamento da tubulação de recalque e bocal.

Metodologia de Fórmula de Bresse $\Rightarrow D = K \sqrt{Q}$

sendo $K = 0,9$

SERVIÇO

Ete Barbosa Lage

CÓDIGO

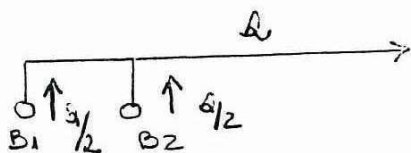
ELABORADO POR

Engs Juliana

p/ Final de Ramo $\Rightarrow \Delta = 456,86 \text{ s/l}$

2 bombas em paralelo $\Rightarrow$ razão por bomba

$\Rightarrow \Delta = 228,43 \text{ s/l}$



$\Rightarrow$ p/ $\Delta = 228,43 \text{ s/l} \Rightarrow \phi = 400 \text{ mm}$

$\Rightarrow$ p/ $\Delta = 456,86 \text{ s/l} \Rightarrow \phi = 600 \text{ mm}$

* Peças / Valores.

$\Rightarrow$ p/ $\Delta = 228,46 \text{ s/l} \quad (\times 2)$

Peças	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Ampliação	1	0,30	0,30
C90°	1	0,40	0,40
V.P.	1	2,50	2,50
R.C.	1	0,20	0,20
Total			3,90

$\Rightarrow$ p/ $\Delta = 456,86 \text{ s/l}$

Peças	Quantidade	K	Total
T.p.d.	2	0,60	1,20
T.s.s.	1	1,30	1,30
C90°	3	0,40	1,20
C45°	1	0,20	0,20
Saída	1	1,00	1,00
Total			4,90

* A seguir serão apresentadas as planilhas eletrônicas de dimensionamento da ERLA bem como as curvas da bomba adotada.

SISTEMA :	JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA :	ERLA - ELEVATÓRIA DE RETORNO DE LODO ATIVADO

DADOS GERAIS DE PROJETO

DESNÍVEL GEOMÉTRICO (m)		5.72	
VAZÃO	INÍCIO DE PLANO	m³/h	l/s
	FINAL DE PLANO	438.59	121.83
COEFICIENTE DE RUGOSIDADE -C		1644.66	456.85
COMPRIMENTO DO RECALQUE - L (m)		130	
ACELERAÇÃO DA GRAVIDADE - (m²/s)		150.00	
		9.81	

CÁLCULO DO DIÂMETRO ECONÔMICO DA TUBULAÇÃO DE RECALQUE

PARA O VALOR DE K =	0.90
DIÂMETRO ECONÔMICO (m) $D = K\sqrt{Q}$ (BRESSE)	0.608
DIÂMETRO ADOTADO (m)	0.600
DIÂMETRO ADOTADO (m) - SUCÇÃO	0.700

CÁLCULO DO DIÂMETRO ECONÔMICO DA TUBULAÇÃO DO BARRILHETE POR BOMBA

PARA O VALOR DE K =	0.90
DIÂMETRO ECONÔMICO (m) $D = K\sqrt{Q}$ (BRESSE)	0.430
DIÂMETRO ADOTADO (m)	0.400

VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES DO FLUIDO NA LINHA DE RECALQUE

FINAL DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s)	DN 0.60	1.62
INÍCIO DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s)	DN 0.60	0.43

VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES DO FLUIDO NO BARRILHETE POR BOMBA

FINAL DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s)	DN 0.40	1.82
INÍCIO DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s)	DN 0.40	0.97

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL

FINAL DE PLANO	PERDA DE CARGA LOCALIZADA (m)	1.32
	PERDA DE CARGA CONTÍNUA (m)	0.55
	ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL(m)	7.59
INÍCIO DE PLANO	PERDA DE CARGA LOCALIZADA (m)	0.24
	PERDA DE CARGA CONTÍNUA (m)	0.05
	ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL(m)	6.01

BOMBA SELECIONADA

FABRICANTE			FLYGT
MODELO			NP 3202 LT
ROTOR (mm)			302
POTÊNCIA NOMINAL MOTOR (cv)			35
PONTO OPERAÇÃO	VAZÃO DA BOMBA ADOTADA (l/s) - 46 HZ	1X	119.20
FINAL DE PLANO	ALTURA MANOMÉTRICA DA BOMBA (mca)		6.30
RENDIMENTO CONJUNTO MOTO-BOMBA -n (%) - FINAL DE PLANO			68
PONTO OPERAÇÃO	VAZÃO DA BOMBA ADOTADA (l/s) - 60 HZ	2X	257.00
INÍCIO DE PLANO	ALTURA MANOMÉTRICA DA BOMBA (mca)		7.60
RENDIMENTO CONJUNTO MOTO-BOMBA -n (%) - INÍCIO DE PLANO			76.1

POTÊNCIA CONJUNTOS MOTO BOMBA - (Q x AMT / 75 x n)

FINAL DE PLANO	ACRÉSCIMO PARA FOLGA DOS MOTORES ELÉTRICOS (%)	15
	POTENCIA REQUERIDA DO MOTOR (cv)	16.93
	POTENCIA INSTALADA(cv)	30
INÍCIO DE PLANO	ACRÉSCIMO PARA FOLGA DOS MOTORES ELÉTRICOS (%)	5
	POTENCIA REQUERIDA DO MOTOR (cv)	35.93
	POTENCIA INSTALADA(cv)	35

DADOS PARA O CÁLCULO DO POÇO DE SUCCÃO

TEMPO DE CICLO (min.)	10
VAZÃO DA BOMBA (m3/min) - FINAL DE PLANO - 60 HZ	30.84
VAZÃO DA BOMBA (m3/min) - INÍCIO DE PLANO - 46 HZ	7.15
NÚMERO DE BOMBAS EM OPERAÇÃO - FINAL DE PLANO	2
NÚMERO DE BOMBAS INSTALADA	3

DIMENSIONAMENTO DO POÇO SUCCÃO - BOMBAS EM SÉRIE - FINAL DE PLANO

VOLUME ÚTIL MÍNIMO (m3) - V1	ENTRE O NÍVEL 1 E MÍNIMO DE OPERAÇÃO	38.55
VOLUME ÚTIL MÍNIMO (m3) - V2	ENTRE O NÍVEL MÁXIMO E NÍVEL 1	15.11
VOLUME ÚTIL MÍNIMO (m3) - VT	ENTRE O NÍVEL MÁXIMO E MÍNIMO DE OPERAÇÃO	53.66
ALTURA(m)	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO (N1 - MÍNIMO)	1.00
	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO (N2 - N1)	0.50
	MÍNIMA ENTRE O FUNDO DO POÇO E O NÍVEL MÍNIMO DE OPERAÇÃO	3.48
ÁREA MÍNIMA DO POÇO DE SUCCÃO (m²)		38.55

DIMENSÕES ADOTADA PARA O POÇO DE SUCCÃO

LARGURA (m)		3.50
COMPRIMENTO (m)		5.70
ÁREA ADOTADA		19.95
ALTURA (m)	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO (N1 - MÍNIMO)	1.54
	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO (N2 - N1)	0.50
	MÉDIA - (ENTRE O FUNDO DO POÇO E O PONTO MÉDIO DO NÍVEL DE OPERAÇÃO)	4.50
VOLUME ÚTIL	ENTRE OS NÍVEIS MÁXIMO E MÍNIMO DE OPERAÇÃO (m³)	40.70
VOLUME EFETIVO (m³)		86.96

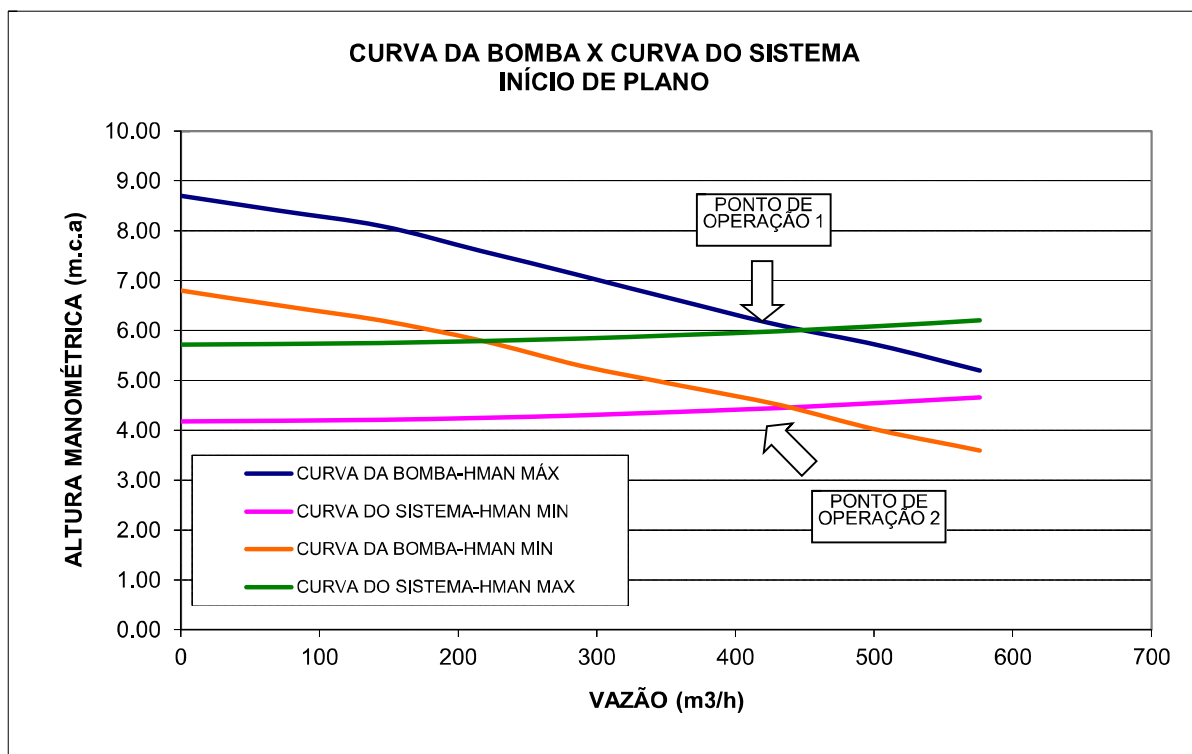
PERÍODO DE TRABALHO DOS CONJUNTOS MOTOBOMBAS

VAZÕES		TEMPO DE SUBIDA (min)	TEMPO DE DESCIDA (min)	CICLO (min)	PARTIDA/HORA (un)	TEMPO DE DETENÇÃO (min)
l/s	(m³/min)					
Qi-min	7.31	5.57	-254.68	-249.11	-0.24	11.90
Qf-máx	27.41	1.48	11.87	13.35	4.49	3.17

INÍCIO DE PLANO - COM INVERSOR DE FREQUÊNCIA - VARIAÇÃO 30 HZ A 60 HZ

CURVA DO SISTEMA

Vazão		D. GEOMÉTRICO	Hfl	Hfc	AMT(NE-mín.)	AMT(NE-máx.)
l/s	(m³/h)	(m)	(m)	(m)	(m)	(m)
0	0	5.72	0.00	0.00	5.72	4.18
20.00	72	5.72	0.01	0.00	5.73	4.19
40.00	144	5.72	0.03	0.01	5.75	4.21
60.00	216	5.72	0.06	0.01	5.79	4.25
80.00	288	5.72	0.10	0.02	5.84	4.30
100.00	360	5.72	0.16	0.03	5.91	4.37
120.00	432	5.72	0.23	0.05	5.99	4.45
140.00	504	5.72	0.31	0.06	6.09	4.55
160.00	576	5.72	0.40	0.08	6.20	4.66



SISTEMA : JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA : ERLA - ELEVATÓRIA DE RETORNO DE LODO ATIVADO

QUADRO PERDAS DE CARGAS
ELEVATÓRIA DE ESGOTO LODO - FINAL DE PLANO

TIPO	LOCAL	DIÂMETRO (m)	PEÇAS	QUANT.	COEFICIENTE "K"		VAZÃO (l/s)	VELOC. (m/s)	PERDA DE CARGA			DESNÍVEL GEOMÉT. (m)	ALTURA MANOMÉTRICA (m)
					UNIT.	TOTAL			LOC.(hft) (m)	CONT.(hft) (m)	TOTAL (m)		
LOCALIZADA	BARRILETE	0.40	ENTRADA	1	0.50	0.50	228.43	1.82	0.66	-	0.66	3.60	5.47
			AMPLIAÇÃO 300 X 400	1	0.30	0.30							
			CURVA 90	1	0.40	0.40							
			VALVULA RETENÇÃO	1	2.50	2.50							
			REGISTRO DE GAVETA	1	0.20	0.20							
	TOTAL						3.90						
	LINHA DE RECALQUE	0.60	TÊ DE PASSAGEM DIRETA	2	0.60	1.20	456.85	1.62	0.66	-	0.66		
			TÊ DE SAÍDA LATERAL	1	1.30	1.30							
			CURVA 90	3	0.40	1.20							
			CURVA 45	1	0.20	0.20							
SAÍDA						1.00	1.00						
TOTAL						4.90							
CONT.	BARRILHETE	0.40	TUBO (m)	0.75	-	-	-	-	-	0.00	0.00		
	RECALQUE	0.60	TUBO (m)	150.00	-	-	-	-	-	0.55	0.55		
TOTAL										1.32	0.55	1.87	

QUADRO PERDAS DE CARGAS
ELEVATÓRIA DE ESGOTO LODO - INÍCIO DE PLANO

TIPO	LOCAL	DIÂMETRO (m)	PEÇAS	QUANT.	COEFICIENTE "K"		VAZÃO (l/s)	VELOC. (m/s)	PERDA DE CARGA			DESNÍVEL GEOMÉT. (m)	ALTURA MANOMÉTRICA (m)	
					UNIT.	TOTAL			LOC.(hft) (m)	CONT.(hft) (m)	TOTAL (m)			
LOCALIZADA	BARRILETE	0.40	ENTRADA	1	0.50	0.50	121.83	0.97	0.19	-	0.19	3.60	3.89	
			AMPLIAÇÃO 300 X 400	1	0.30	0.30								
			CURVA 90	1	0.40	0.40								
			VALVULA RETENÇÃO	1	2.50	2.50								
			REGISTRO DE GAVETA	1	0.20	0.20								
				TOTAL				3.90						
	LINHA DE RECALQUE	0.60	TÊ DE PASSAGEM DIRETA	2	0.60	1.20		0.43	0.05	-	0.05			
			TÊ DE SAÍDA LATERAL	1	1.30	1.30								
			CURVA 90	3	0.40	1.20								
			CURVA 45	1	0.20	0.20								
SAÍDA			1	1.00	1.00									
			TOTAL			4.90								
CONT.	RECALQUE	0.40	TUBO (m)	0.75	-	-	-	-	-	0.00	0.00			
	RECALQUE	0.60	TUBULAÇÃO (m)	150.00	-	-	-	-	-	0.05	0.05			
								-	0.24	0.05	0.29			



CURVA DESEMPENHO

PRODUTO
NP3202.180

TIPO
LT

DATA
2006-08-23

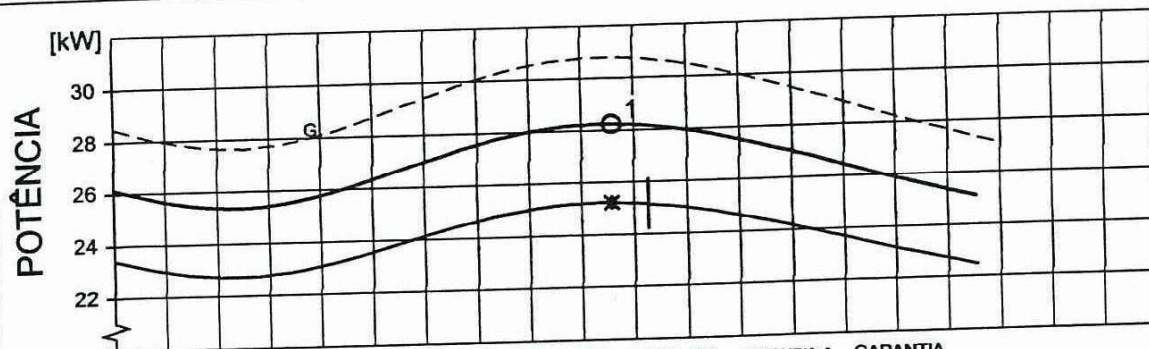
PROJECTO

CURVA Nº
63-618-00-5010

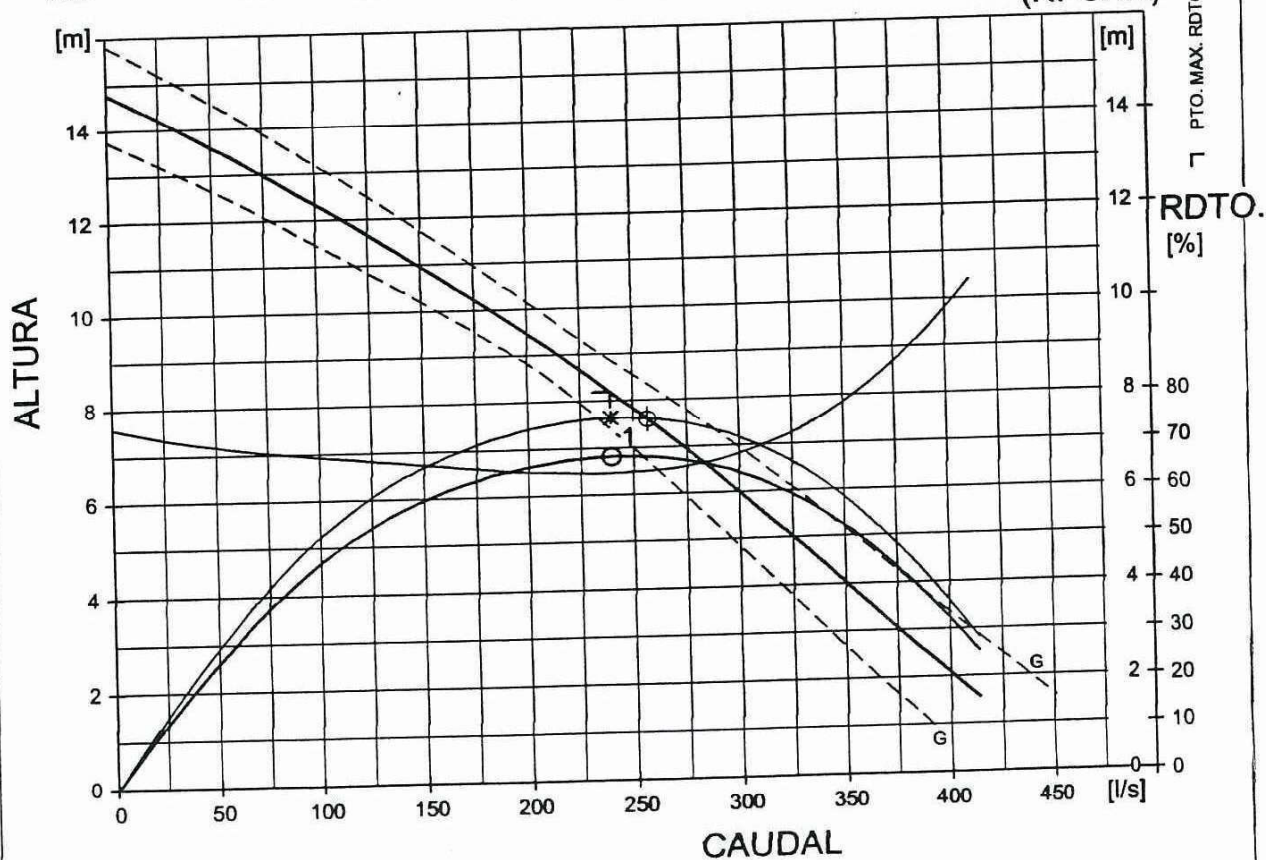
REVIS
1

	1/1 CARGA	3/4 CARGA	1/2 CARGA	NOMINAL POTÊNCIA...	26	kW
FACTOR DE POTÊNCIA	0.86	0.83	0.75	ARRANQUE CORRENTE...	246	A
RENDIMENTO	89.0 %	89.5 %	89.0 %	NOMINAL CORRENTE...	43	A
DADOS DO MOTOR	—	—	—	NOMINAL VELOCIDADE...	1170	rpm
COMENTÁRIOS	ENTRADA/SAÍDA			MNT. TOT. DE INÉRCIA	0.45	kgm2
	-300 mm			Nº DE PAS	2	
	PASSAG. SÓL. IMP.					

DIÂMETRO IMPULSOR			
302 mm			
MOTOR #	ESTATOR	REV.	
30-18-6AA	01D	10	
FREQ.	FASES	VOLTAGEM	PÓLOS
60 Hz	3	460 V	6
REDUTOR TIPO		RELAÇÃO	
—		—	



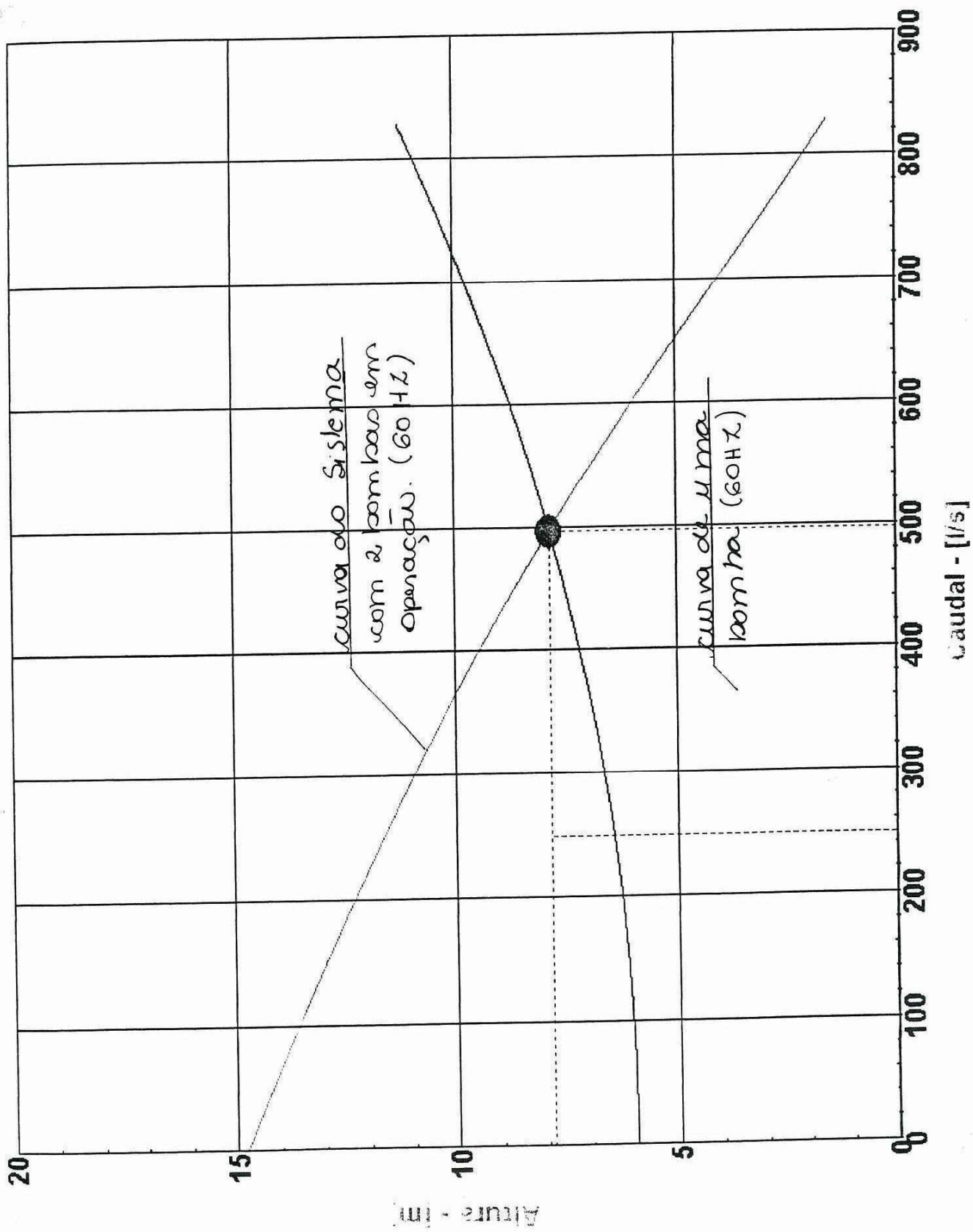
PTO. FUNCTO.	CAUDAL [l/s]	ALTURA [m]	POTÊNCIA [kW]	RDTO. [%]	(NPSHR)[m]	GARANTIA
1	257	7.60	28.2 (25.1)	67.9 (76.1)	6.5	ISO 9906/annex A.1
PMR	240	8.19	28.3 (25.3)	68.2 (76.3)	6.5	

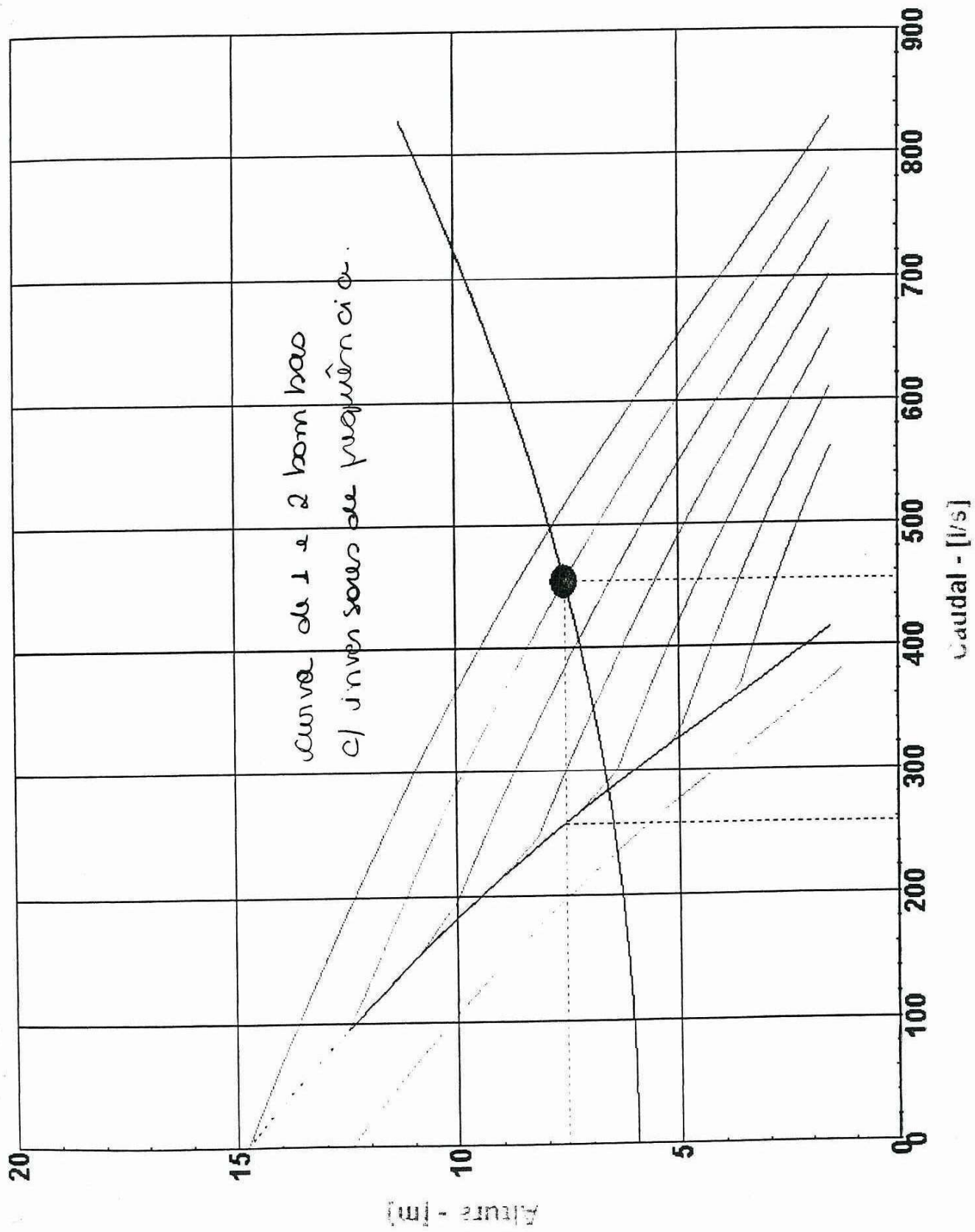


(NPSHR) = (NPSH3) + margins

Funcionamento com água limpa e temp. ambiente 40 °C

GUARANTEE BETWEEN LIMITS (G) ACC. TO
ISO 9906/annex A.1





**FLYGT DO BRASIL S/A • ISO 9001/2000**

Departamento Comercial – Flygt MG

Ricardo Luís dos Santos Cláudio

Rua Desembargador Jorge Fontana, nº408 – sala 703, Belvedere B. Horizonte/MG
CEP (30.320-670).

FONE.: (31) 3286-2710 • FAX.: (31) 3286-3903

E-MAIL: ricardo.mg@flygt.com.br • SITE: www.flygt.com.br

PROPOSTA COMERCIAL

PARA	: YC ENGENHARIA	Fone n.º	: (31) 3344-3817
REGIÃO	: Belo Horizonte - MG	Fax n.º	:
ATENÇÃO	: Engº Juliana Freire.	Celular n.º	:
DEPTO.	: Projetos	Data	: 14 de Agosto de 2006
E-MAIL	: yceng@terra.com.br	Proposta	: Fly. CMG 171/06 rev01
ASSUNTO	: Cotação de conjuntos motobombas submersíveis FLYGT – Projeto CESAMA.		

Prezados Senhores;

Conforme solicitado apresentamos à sua apreciação nossa proposta comercial para fornecimento de conjuntos motobombas submersíveis FLYGT.

ESCOPO DE FORNECIMENTO**EERL – Retorno de Lodo**

Pontos de operação Solicitado **Início de Plano**: Q=121,83 l/s X Hman= 6,00 mca

Ponto de Operação Proposto **Início de Plano**: Q= 119,20l/s X Hman= 6,30 mca (01 bomba 46 Hz)

Ponto de operação Solicitado **Final de Plano**: Q=456,85 l/s X Hman= 7,60 mca

Ponto de Operação Proposto **Final de Plano**: Q= 453,60l/s X Hman= 7,60 mca (02 bombas 55Hz)

ITEM	QTD	ESPECIFICAÇÃO DO MATERIAL	Preço Unitário R\$ (sem IPI)	Preço Total R\$ (sem IPI)
1	02 + reserva	Conjunto motobomba submersível FLYGT em Ferro Fundido. Modelo NP 3202.180 LT Curva - 63.618-00-5010 com camisa de refrigeração em INOX. Tipo de instalação: Fixa. Tipo de Impulsor: semi-aberto com desing auto limpante. Potência / rotação nominal: 35,0 cv (1170 rpm). Motor: Elétrico / Trifásico / 6 Pólos / 60 Hz. Tensão de funcionamento: 380 / 440 V. Tipo de partida: Direta. Cabo elétrico: 10m de SUBCAB patenteado pela FLYGT. Conjunto de sensores para proteção inclusos - Térmico no enrolamento do estator (termopar); - Sensor de umidade na câmara do estator (FLS); - Relé de supervisão dos sensores (Minicas II); Kit de instalação fixa, por bomba: 01 Conexão de descarga sem furação ø 12". 01 Suporte superior para tubos guia ø 3", em aço galvanizado. 01 Par de tubos guia galvanizado ø 3", lance com 6 m cada. 01 Corrente galvanizada # ½", lance com 6 m. 01 Jogo de chumbadores.	R\$ 56.713,00	R\$ 170.139,00



ITT A-C Pump

GOULDS PUMPS

DYNAPAC



FLYGT
DO BRASIL S.A.

FLYGT DO BRASIL S/A • ISO 9001/2000

Departamento Comercial – Flygt MG

Ricardo Luís dos Santos Cláudio

Rua Desembargador Jorge Fontana, n.º 408 – sala 703, Belvedere B. Horizonte/MG
CEP (30.320-670).

FONE.: (31) 3286-2710 • FAX.: (31) 3286-3903

E-MAIL: ricardo.mg@flygt.com.br • SITE: www.flygt.com.br

PROPOSTA COMERCIAL

CONDIÇÕES DE FORNECIMENTO:

Prazo para despacho	80 dias.
Condição de Pagamento	20% de sinal no ato da confirmação do pedido. 20% no ato do envio dos desenhos para aprovação do cliente. 30% à vista no ato da entrega dos equipamentos. 30% a 28 dias após a emissão da nota fiscal.
Local de Entrega	FOT – Nossa fábrica em São Paulo - SP.
ICMS (incluso)	MOTOBOMBAS → Alíquota 12%, com base de cálculo reduzida conforme anexo I do convênio ICMS 52/91, alterado pelo Convênio n.º 1/2000 – Tributação incidente = 8,8%. ACESSÓRIOS → Alíquota 18%. O faturamento dos acessórios será itemizado na nota fiscal, separadamente dos conjuntos motobombas, devido a diferença da alíquota para tributação do ICMS.
IPI (não incluso)	Alíquota 5%.
Prazo de Garantia	18 meses após a data de emissão da nota fiscal de entrega.
OBS	1-O prazo de entrega proposto deverá ser confirmado quando da colocação do pedido, pois reflete a situação atual de nosso estoque / programação de produção e é passível de alteração sem prévio aviso. 2-Quaisquer alterações de impostos / tributos previstos em Lei, terão seus valores corrigidos no pedido e/ou contrato.
Validade da Proposta	15 dias.

Atenciosamente,

Eduardo Braga Santos
Engenheiro de Vendas
FLYGT DO BRASIL S/A.
Tel: (31) 3286-2710.
Fax: (31) 3286-3903.
Cel: (31) 9195-0032
e-mail: ebraga.mg@flygt.com.br



ITT A-C Pump

GOULDS PUMPS

DYNAPAC

SERVIÇO

ETE Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

 Eng^a Juliana

A opção de eliminar a elevatória existente p/ o valor do lado do Clarificador, também, existente devido ao fato da mesma não compor a nova vazão de projeto.

A elevatória foi dimensionada para $\frac{1}{4}$ da vazão do projeto da CESAMA que era de 290 l/s.

A bomba existente é uma Megaflex 80-250K de 1450 rpm e comporta p/ o valor de 180 mm uma vazão de até 160 m³/h e p/ o último valor das curvas desta bomba uma vazão de até 320 m³/h.

A vazão proveniente do Clarificador existente é de 657 m³/h.

Devido a necessidade de eliminar esta elevatória resta a reavaliação do projeto MKM.

* Assim, é representada a curva desta bomba.

Bomba Tipo
Pump Type
Tipo de Bomba

KSB MEGAFLOW K
KSB MEGAFLOW VK

Tamanho
Size
Tamaño

80-250



Oferta nº

Project - No.

Oferta - nº

Item nº

Item - No.

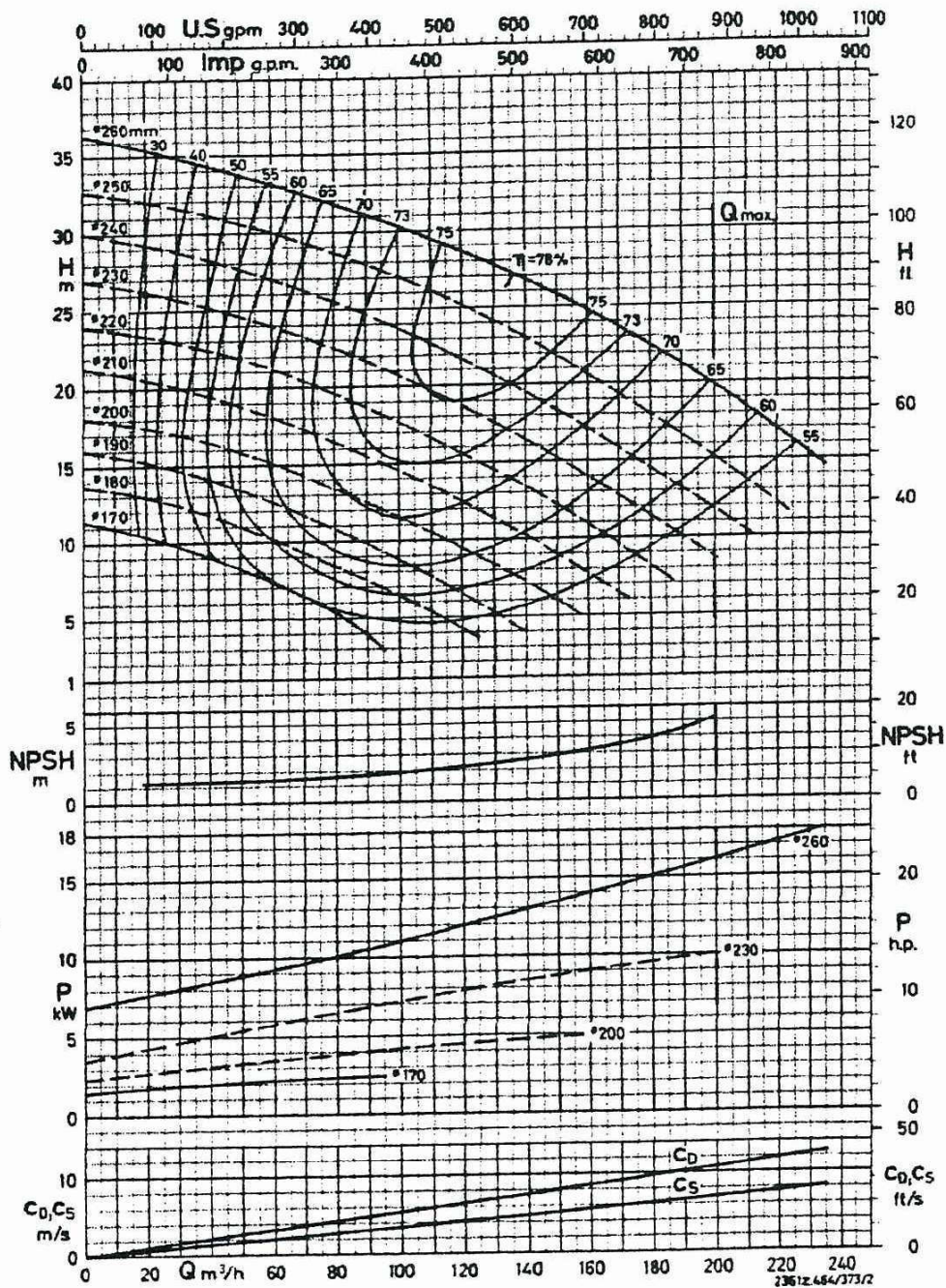
Pos - nº

Velocidade Nominal
Nom. Rotative Speed
Velocidad Nominal

1750 rpm

Altura Manométrica
Head
Altura Manométrica

Potência Necessária
Shaft Power
Potencia Necesaria



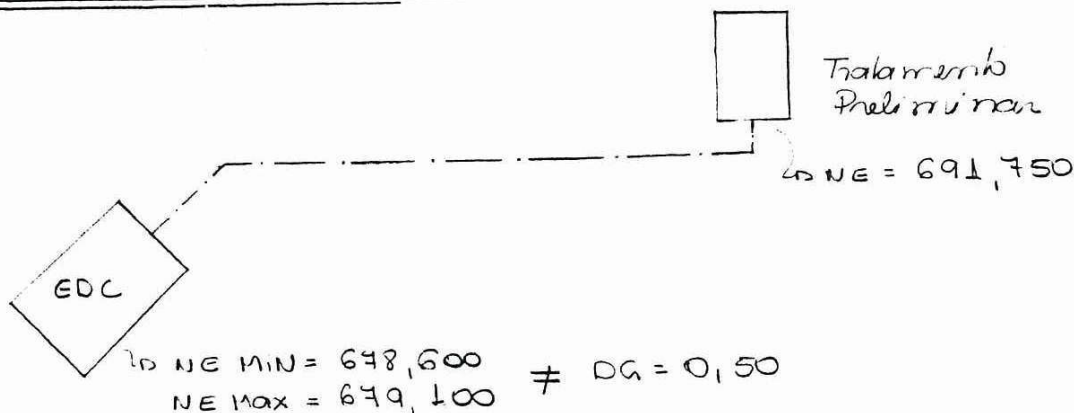
Dados válidos para densidade de 1 kg/dm³ e viscosidade cinemática até 20 mm²/s.
Data applies to a density of 1 kg/dm³ and kinematic viscosity up to 20 mm²/s.
Datos válidos para densidad 1 kg/dm³ y viscosidad cinemática hasta 20 mm²/s.

Garantia das características de funcionamento conforme ISO 2548
Operating data according to ISO 2548
Garantía de las características de funcionamiento según ISO 2548

4.6.2. Elevatória de Descarte de Lodo – EDL

Apresenta-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da Elevatória de Descarte de Lodo – EDL.

Dimensionamento da EDC



$$L = 74m \quad DG_{MIN} = 12,65m \quad DG_{MAX} = 13,15m$$

Taxões de Operação

$$DD = 13,87 \text{ l/s} \quad (\text{Descafe do T&A})$$

$$\text{Contribuição da centrifuga} = 3 \text{ l/s} \begin{cases} 8h \text{ Início de Plano} \\ 16h \text{ Fim de Plano} \end{cases}$$

$$* p1 \text{ início de plano} = \frac{13,87}{2} + 3 = 9,93 \text{ l/s}$$

$$* p1 \text{ Fim de plano} = 13,87 + 3 = 16,87 \text{ l/s}$$

↳ Taxão de Dimensionamento da EDC.

Dimensionamento da tubulação de recalque

$$\text{Hidrodinâmica} \Rightarrow \text{Fórmula de Brule} \Rightarrow D = K \sqrt{Q}$$

$$p1 \quad K = 0,90$$

$$* p1 \quad Q = 16,87 \text{ l/s} \Rightarrow \phi 150 \text{ mm}$$

SERVIÇO

ETE - Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Eng. Juliana

 * Pecas / Valores

Pecas	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
C90°	3	0,40	1,20
VR	1	2,50	2,50
RG	1	0,20	0,20
C45°	2	0,20	0,40
função	1	0,40	0,40
Saída	1	1,00	1,00
Total			6,40

* A seguir serão apresentadas as planilhas eletrônicas de dimensionamento da EDC bem como a curva de correção adotada.

SISTEMA :	JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA :	EDL - ELEVATÓRIA DE DESCARTE DE LODO

DADOS GERAIS DE PROJETO

DESNÍVEL GEOMÉTRICO (m)		13.15	
VAZÃO	INÍCIO DE PLANO	m3/h	l/s
	FINAL DE PLANO	24.95	6.93
COEFICIENTE DE RUGOSIDADE -C		140	
COMPRIMENTO DO RECALQUE - L (m)		70.00	
ACELERAÇÃO DA GRAVIDADE - (m ² /s)		9.81	

CÁLCULO DO DIÂMETRO ECONÔMICO DA TUBULAÇÃO DE RECALQUE

PARA O VALOR DE K =	1.00
DIÂMETRO ECONÔMICO (m) $D = K\sqrt{Q}$ (BRESSE)	0.130
DIÂMETRO ADOTADO (m)	0.150
DIÂMETRO ADOTADO (m) - SUCÇÃO	0.150

VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES DO FLUIDO

FINAL DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s) DN 0.15	0.95
	VELOCIDADE DE SUCÇÃO - (m/s) DN 0.15	0.95

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL

FINAL DE PLANO	PERDA DE CARGA LOCALIZADA (m)	0.29
	PERDA DE CARGA CONTÍNUA (m)	0.43
	ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL(m)	13.87

BOMBA SELECIONADA

BOMBA SELECIONADA		FLYGT
FABRICANTE		NP 3127.181 MT
MODELO		1750
ROTAÇÕES (rpm)		188
ROTOR (mm)		7.5
POTÊNCIA NOMINAL MOTOR (KW)		17.00
PONTO OPERAÇÃO	VAZÃO DA BOMBA ADOTADA (l/s)	13.70
FINAL DE PLANO	ALTURA MANOMÉTRICA DA BOMBA (mca)	43
RENDIMENTO CONJUNTO MOTO-BOMBA -n (%) - FINAL DE PLANO		

POTÊNCIA CONJUNTOS MOTO BOMBA - (Q x AMT / 75 x v)

FINAL DE PLANO	ACRÉSCIMO PARA FOLGA DOS MOTORES ELÉTRICOS (%)	20
	POTENCIA REQUERIDA DO MOTOR (KW)	6.38
	POTENCIA INSTALADA(KW)	7.5

DADOS PARA O CÁLCULO DO POÇO DE SUCÇÃO

TEMPO DE CICLO (min.)	10
VAZÃO DA BOMBA (m3/min)	1.02
NÚMERO DE BOMBAS EM OPERAÇÃO	1
NÚMERO DE BOMBAS INSTALADA	2

DIMENSIONAMENTO DO POÇO SUCÇÃO

VOLUME ÚTIL MÍNIMO (m3)	ENTRE O NÍVEL MÁXIMO E MÍNIMO DE OPERAÇÃO	2.55
ALTURA(m)	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO	0.50
	MÍNIMA ENTRE O FUNDO DO POÇO E O NÍVEL MÍNIMO DE OPERAÇÃO	0.75
ÁREA MÍNIMA DO POÇO DE SUCÇÃO (m2)		5.10

DIMENSÕES ADOTADA PARA O POÇO DE SUCÇÃO

LARGURA (m)		2.30
COMPRIMENTO (m)		2.30
ÁREA ADOTADA		5.29
ALTURA (m)	ENTRE OS NÍVEIS DE OPERAÇÃO	0.50
	MÉDIA - (ENTRE O FUNDO DO POÇO E O PONTO MÉDIO DO NÍVEL DE OPERAÇÃO)	1.00
VOLUME ÚTIL ENTRE OS NÍVEIS MÁXIMO E MÍNIMO DE OPERAÇÃO (m3)		2.65
VOLUME EFETIVO (m3)		4.19

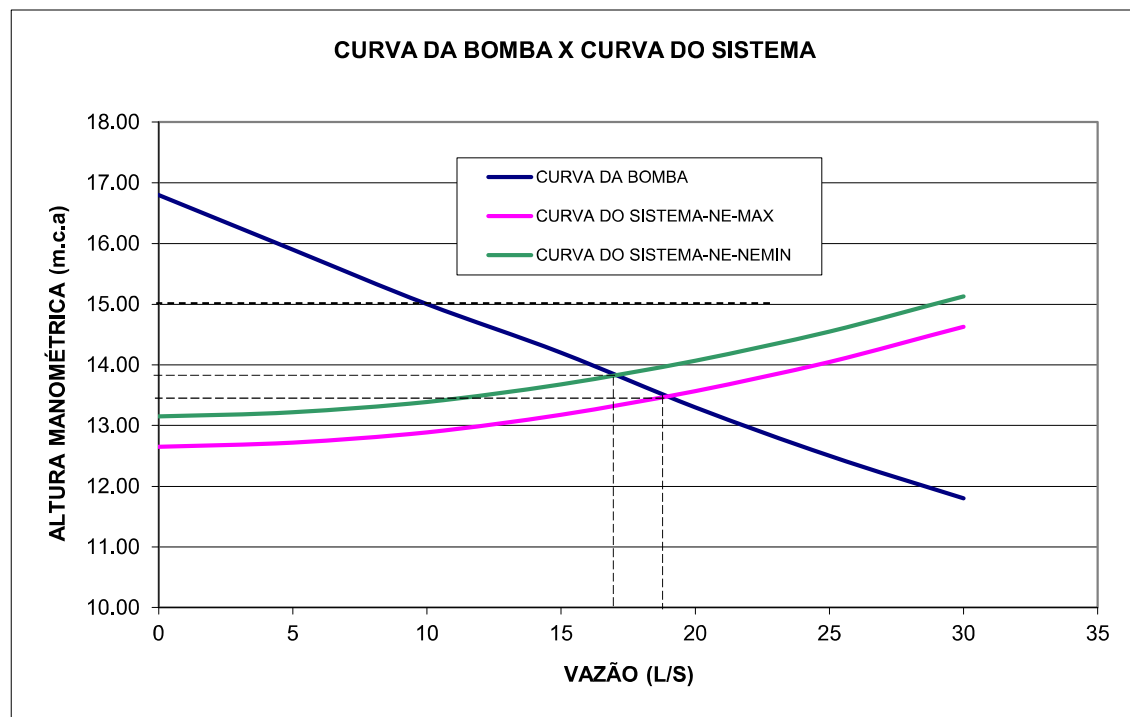
PERÍODO DE TRABALHO DOS CONJUNTOS MOTOBOMBAS

VAZÕES		TEMPO DE SUBIDA (min)	TEMPO DE DESCIDA (min)	CICLO (min)	PARTIDA/HORA (un)	TEMPO DE DETERMINAÇÃO (min)
l/s	(m ³ /min)					
Qi-min	0.42	6.36	4.38	10.74	5.59	10.08
Qf-máx	1.01	2.61	339.10	341.72	0.18	4.14

CURVA DO SISTEMA

Vazão		D. GEOMÉTRICO (m)	H _{fi} (m)	H _{fc} (m)	AMT(NE-mín.) (m)	AMT(NE-máx.) (m)
l/s	(m ³ /h)					
0	0	13.15	0.00	0.00	13.15	12.65
5.00	18	13.15	0.02	0.05	13.22	12.72
10.00	36	13.15	0.08	0.16	13.39	12.89
15.00	54	13.15	0.18	0.35	13.68	13.18
20.00	72	13.15	0.33	0.59	14.07	13.57
25.00	90	13.15	0.51	0.89	14.55	14.05
30.00	108	13.15	0.73	1.25	15.13	14.63

CURVA DA BOMBA X CURVA DO SISTEMA



SISTEMA : JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA : EDL - ELEVATÓRIA DE DESCARTE DE LODO

QUADRO PERDAS DE CARGAS
ELEVATÓRIA DE ESGOTO LODO - FINAL DE PLANO

TIPO	LOCAL	DIÂMETRO (m)	PEÇAS	QUANT.	COEFICIENTE "K"		VAZÃO (l/s)	VELOC. (m/s)	PERDA DE CARGA			DESNÍVEL GEOMÉT. (m)	ALTURA MANOMÉTRICA (m)
					UNIT.	TOTAL			LOC.(hfl) (m)	CONT.(hfc) (m)	TOTAL (m)		
LOCALIZADA	BARRILETE	0.15	ENTRADA	1	0.50	0.50	16.87	0.96	0.20	-	0.20	13.15	13.87
			CURVA 45	1	0.20	0.20							
			CURVA 90	1	0.40	0.40							
			VALVULA RETENÇÃO	1	2.50	2.50							
			REGISTRO DE GAVETA	1	0.20	0.20							
			JUNÇÃO	1	0.40	0.40							
			TOTAL			4.20							
	LINHA DE RECALQUE	0.15	CURVA 90	2	0.40	0.80	16.87	0.96	0.09	-	0.09	13.15	13.87
			CURVA 45	1	0.20	0.20							
			SAÍDA	1	0.90	0.90							
			TOTAL			1.90							
			TUBULAÇÃO (m)	70.00	-	-							
	CONT.	0.15	TOTAL			-			0.29	0.43	0.72		



CURVA DESEMPENHO

PRODUTO
NP3127.181

TIPO
MT

CURVA Nº
63-439-00-2204

REVIS
1

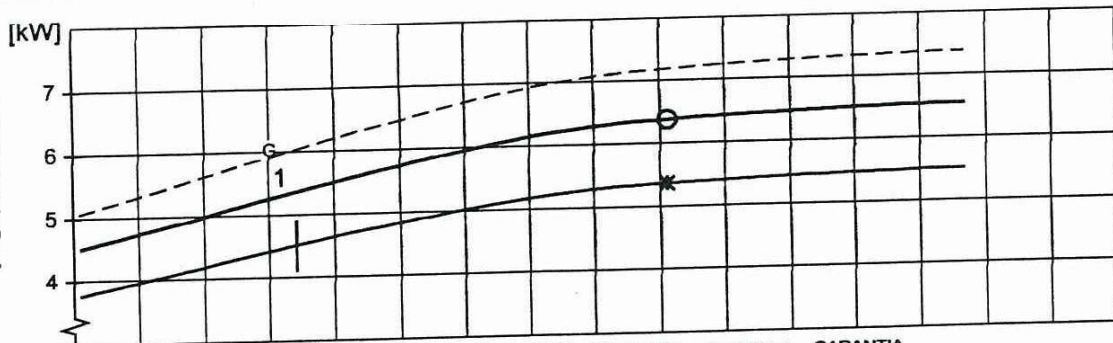
DATA
2006-08-14

PROJECTO

	1/1 CARGA	3/4 CARGA	1/2 CARGA	NOMINAL POTÊNCIA...	7.5	kW
FACTOR DE POTÊNCIA	0.88	0.86	0.79	ARRANQUE CORRENTE...	78	A
RENDIMENTO	84.0 %	85.5 %	84.5 %	NOMINAL CORRENTE...	13	A
DADOS DO MOTOR	—	—	—	NOMINAL VELOCIDADE...	1740	rpm
COMENTÁRIOS	ENTRADA/SAÍDA			MINTO. TOT. DE INÉRCIA	0.048	kgm2
	-100 mm			Nº DE PAS	2	
	PASSAG. SÓL. IMP.					
	—					

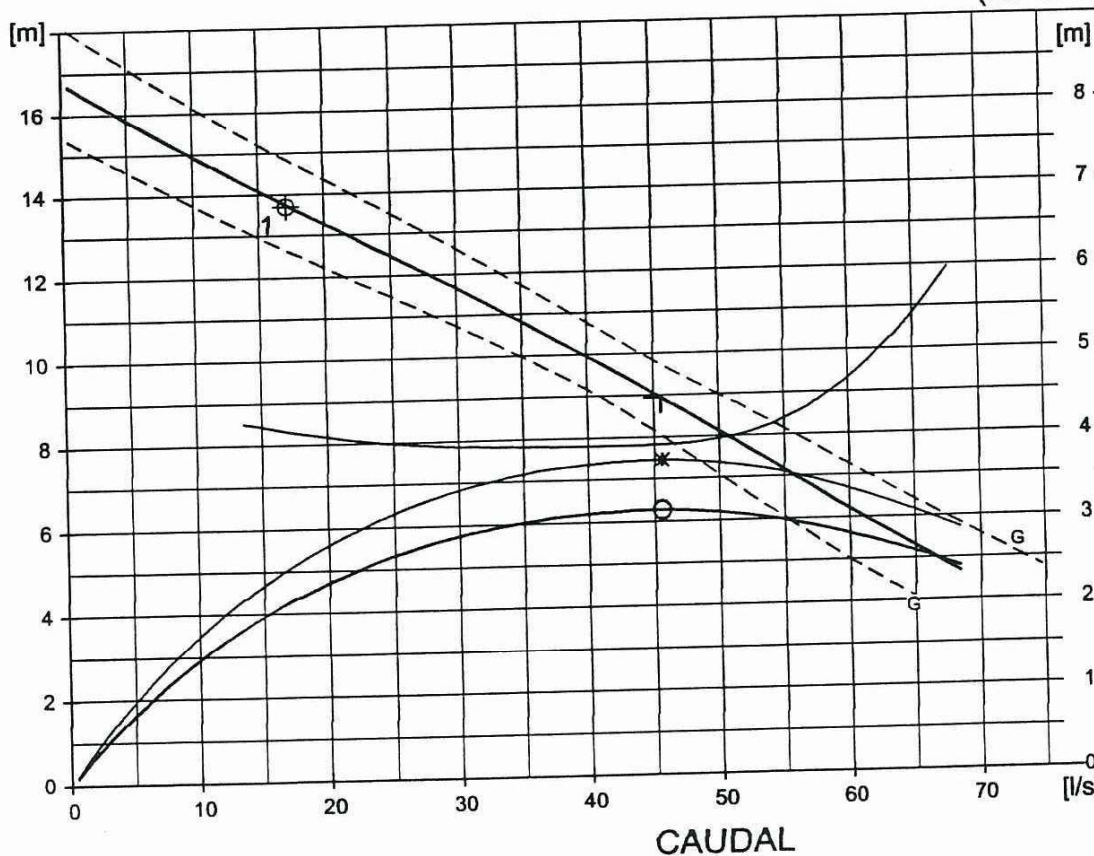
DIÂMETRO IMPULSOR			REV.
188 mm			11
MOTOR #	ESTATOR		
21-12-4AL	38D		
FREQ.	FASES	VOLTAGEM	PÓLOS
60 Hz	3	440 V	4
REDUTOR TIPO		RELAÇÃO	
—		—	

POTÊNCIA



PTO. FUNCTO.	CAUDAL [l/s]	ALTURA [m]	POTÊNCIA [kW]	RDTO. [%]	(NPSHR)[m]	GARANTIA
1	17.1	13.7	5.41 (4.51)	43.0 (51.1)	4.2	ISO 9906/annex A.2
PMR	45.6	8.95	6.38 (5.37)	62.8 (74.6)	3.9	

ALTURA



RDTO. [%]

FLYPS3.1.5.4 (20060324)

(NPSHR) = (NPSH3) + margins

Funcionamento com água limpa e temp. ambiente 40 °C

GUARANTEE BETWEEN LIMITS (G) ACC. TO
ISO 9906/annex A.2

**FLYGT DO BRASIL S/A • ISO 9001/2000**

Departamento Comercial – Flygt MG

Ricardo Luís dos Santos Cláudio

Rua Desembargador Jorge Fontana, nº408 – sala 703, Belvedere B. Horizonte/MG
CEP (30.320-670).

FONE.: (31) 3286-2710 • FAX.: (31) 3286-3903

E-MAIL: ricardo.mg@flygt.com.br • SITE: www.flygt.com.br

PROPOSTA COMERCIAL**EEL – Elevatória de Lodo**

Ponto de operação Solicitado: Q=16,87 l/s X Hman= 13,70 mca

Ponto de Operação Proposto: Q= 17,1 l/s X Hman= 13,7 mca

ITEM	QTD	ESPECIFICAÇÃO DO MATERIAL	Preço Unitário R\$ (sem IPI)	Preço Total R\$ (sem IPI)
2	01 + reserva	Conjunto moto-bomba submersível FLYGT em ferro fundido. Modelo NP 3127.181 MT – curva 63.439-00-2204. Tipo de impulsor: semi-aberto com desing auto-limpante. Tipo de instalação: Fixa. Motor: Elétrico / trifásico / 4 pólos / 60 Hz. Potência / Rotação nominal: 7,5 Kw / 1745 rpm. Tensão de operação: 220 / 380V. Tipo de partida: Direta. Cabo elétrico: 10 m de SUBCAB, patentado pela Flygt. Kit de instalação por bomba: 01 Conexão de descarga sem furação Ø 6". 01 Suporte superior para os tubos guias de Ø 2". 01 Par de tubos guia galvanizado Ø 2", lance com 6 m cada. 01 Corrente galvanizado # 1/4", lance com 6 m. 01 Jogo de chumbadores.	R\$ 10.200,00	R\$ 20.400,00
VALOR TOTAL DA PROPOSTA: R\$ 190.539,00 + 5% IPI.				

OPCIONAL:

Regulador de nível ENM-10 fabricação FLYGT, com 6 m de cabo elétrico.....	R\$ 231,00.
Regulador de nível ENM-10 fabricação FLYGT, com 13 m de cabo elétrico.....	R\$ 256,00.
Regulador de nível ENM-10 fabricação FLYGT, com 20 m de cabo elétrico.....	R\$ 282,00.
Pump Lift para içamento da bomba (substitui corrente).....	R\$ 392,00.
Flush Valve.....	R\$ 5.555,00.

OBSERVAÇÃO:

Comprimento de tubos guia, correntes e cabos elétricos serão fornecidos nas quantidades descritas nesta proposta. Caso haja alteração nas medidas, os preços serão recalculados.

**FLYGT DO BRASIL S/A • ISO 9001/2000****Departamento Comercial – Flygt MG****Ricardo Luís dos Santos Cláudio**Rua Desembargador Jorge Fontana, nº408 – sala 703, Belvedere B. Horizonte/MG
CEP (30.320-670).

FONE.: (31) 3286-2710 • FAX.: (31) 3286-3903

E-MAIL: ricardo.mg@flygt.com.br • SITE: www.flygt.com.br**PROPOSTA COMERCIAL****CONDIÇÕES DE FORNECIMENTO:**

Prazo para despacho	80 dias.
Condição de Pagamento	20% de sinal no ato da confirmação do pedido. 20% no ato do envio dos desenhos para aprovação do cliente. 30% à vista no ato da entrega dos equipamentos. 30% a 28 dias após a emissão da nota fiscal.
Local de Entrega	FOT – Nossa fábrica em São Paulo - SP.
ICMS (incluso)	MOTOBOMBAS → Alíquota 12%, com base de cálculo reduzida conforme anexo I do convênio ICMS 52/91, alterado pelo Convênio n.º 1/2000 – Tributação incidente = 8,8%. ACESSÓRIOS → Alíquota 18%. O faturamento dos acessórios será itemizado na nota fiscal, separadamente dos conjuntos motobombas, devido a diferença da alíquota para tributação do ICMS.
IPI (não incluso)	Alíquota 5%.
Prazo de Garantia	18 meses após a data de emissão da nota fiscal de entrega.
OBS	1-O prazo de entrega proposto deverá ser confirmado quando da colocação do pedido, pois reflete a situação atual de nosso estoque / programação de produção e é passível de alteração sem prévio aviso. 2-Quaisquer alterações de impostos / tributos previstos em Lei, terão seus valores corrigidos no pedido e/ou contrato.
Validade da Proposta	15 dias.

Atenciosamente,

Eduardo Braga Santos

Engenheiro de Vendas

FLYGT DO BRASIL S/A.

Tel: (31) 3286-2710.

Fax: (31) 3286-3903.

Cel: (31) 9195-0032

e-mail: ebraga.mg@flygt.com.br

ITT A-C Pump

GOULDS PUMPS

DYNAPAC

4.6.3. Elevatória do Tanque de Lodo – ETQL

Apresentam-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento da Elevatória do Tanque de Lodo – ETQL.

Dimensionamento da ETAL

A vazão desta elevatória será a mesma das capacidades da centrífuga, uma vez que esta encaminhará o esgoto do TAL para a centrífuga. Portanto, $Q = 12 \text{ m}^3/\text{h} = 3,33 \text{ l/s}$.

Esta bomba trabalhará apoiada tendo como poço de sucção o próprio TAL.

Esta bomba é do tipo NEMO de deslocamento positivo.

$$NE \text{ mini TAL} = 680,80$$

$$\text{Cota eixo da centrífuga} = 685,85$$

$$\left. \begin{array}{l} NE \text{ mini TAL} = 680,80 \\ \text{Cota eixo da centrífuga} = 685,85 \end{array} \right\} DG = 5,05 \text{ m}$$

* Pecas / Valores - Sucção $\Rightarrow L = 4 \text{ m}$

Peca	Quantidade	K	Total
Entrada	1	0,50	0,50
Redução	1	0,30	0,30
C90°	2	0,40	0,80
TLS.L	1	1,30	1,30
RG	1	0,20	0,20
Total			3,10

* Pecas / Valores - Descarga $\Rightarrow L = 30 \text{ m}$

Peca	Quantidade	K	Total
Impulsão	1	0,30	0,30
TR	1	2,50	2,50
RG	1	0,20	0,20
C90°	4	0,40	1,60
TLS.L	1	1,30	1,30
C45°	1	0,20	0,20
Total			6,10

SISTEMA :	JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA :	ETQL - ELEVATÓRIA DO TANQUE DE LODO

DADOS GERAIS DE PROJETO

DESNÍVEL GEOMÉTRICO (m)		5.05	
VAZÃO		m3/h	l/s
	INÍCIO DE PLANO	11.99	3.33
	FINAL DE PLANO	11.99	3.33
COEFICIENTE DE RUGOSIDADE -C		120	
COMPRIMENTO DO RECALQUE - L (m)		30.00	
ACELERAÇÃO DA GRAVIDADE - (m ² /s)		9.81	

CÁLCULO DO DIÂMETRO ECONÔMICO DA TUBULAÇÃO DE RECALQUE

PARA O VALOR DE K =	1.00
DIÂMETRO ECONÔMICO (m) $D = K\sqrt{Q}$ (BRESSE)	0.058
DIÂMETRO ADOTADO (m)	0.075
DIÂMETRO ADOTADO (m) - SUCÇÃO	0.150

VERIFICAÇÃO DAS VELOCIDADES DO FLUIDO

FINAL DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s) DN 0.08	0.75
	VELOCIDADE DE SUCÇÃO - (m/s) DN 0.15	0.19
INÍCIO DE PLANO	VELOCIDADE DE RECALQUE - (m/s) DN 0.08	0.75
	VELOCIDADE DE SUCÇÃO - (m/s) DN 0.15	0.19

CÁLCULO DA ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL

FINAL DE PLANO	PERDA DE CARGA LOCALIZADA (m)	0.18
	PERDA DE CARGA CONTÍNUA (m)	0.36
	ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL(m)	5.59

BOMBA SELECIONADA

FABRICANTE	NETZCH
MODELO	NM045BY01L07V
ROTAÇÕES (rpm)	296 rpm
POTÊNCIA NOMINAL MOTOR (cv) - 1750 rpm	5

SISTEMA : JUIZ DE FORA - ETE BARBOSA LAGE
ELEVATÓRIA : ETQL - ELEVATÓRIA DO TANQUE DE LODO

QUADRO PERDAS DE CARGAS
ELEVATÓRIA DE ESGOTO LODO - FINAL DE PLANO

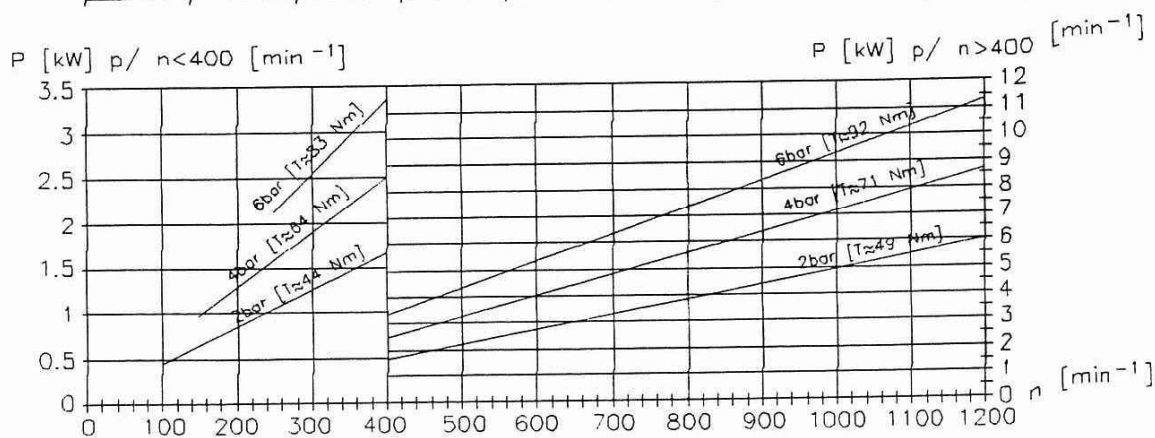
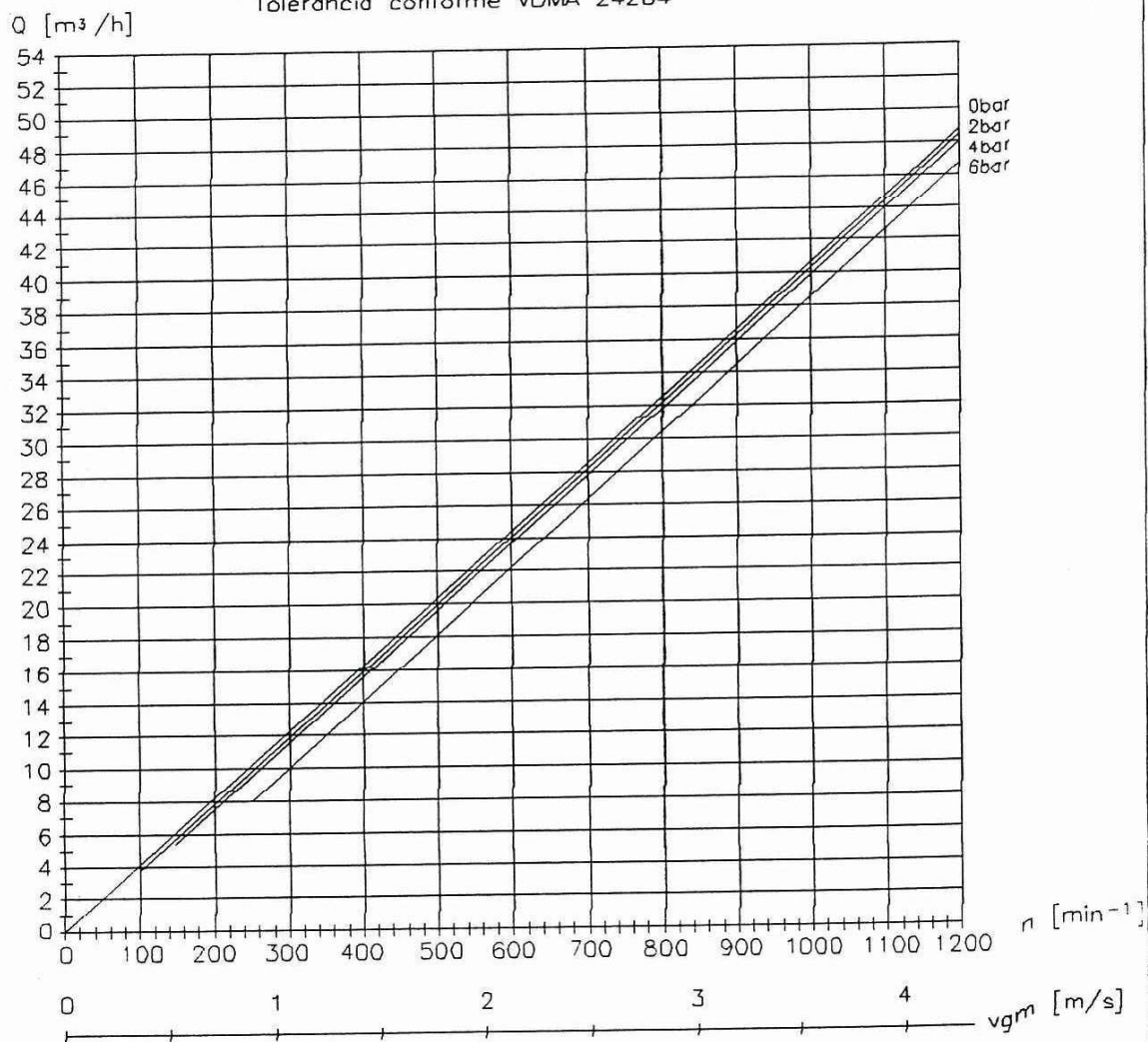
TIPO	LOCAL	DIÂMETRO (m)	PEÇAS	QUANT.	COEFICIENTE "K"		VAZÃO (l/s)	VELOC. (m/s)	PERDA DE CARGA			DESNÍVEL GEOMÉT. (m)	ALTURA MANOMÉTRICA (m)
					UNIT.	TOTAL			LOC.(hfl) (m)	CONT.(hfc) (m)	TOTAL (m)		
LOCALIZADA	BARRILETE	0,15	ENTRADA	1	0,30	0,30	3,33	0,19	0,01	-	0,01	5,05	5,59
			REDUÇÃO	1	0,30	0,30							
			CURVA 90	2	0,40	0,80							
			TÊ SAÍDA LATERAL	1	2,50	2,50							
			REGISTRO DE GAVETA	1	0,20	0,20							
	TOTAL					4,10							
	LINHA DE RECALQUE	0,08	VÁLVULA DE RETENÇÃO	1	2,50	2,50		0,75	0,17	-	0,17		
			REGISTRO DE GAVETA	1	0,20	0,20							
			AMPLIAÇÃO	1	0,30	0,30							
			TÊ SAÍDA LATERAL	1	1,30	1,30							
			CURVA 90	4	0,40	1,60							
	CURVA 45	1	0,20	0,20									
TOTAL					6,10								
CONT.	SUCÇÃO	0,15	TUBO (m)	4,00	-	-	0,19	-	0,00	0,00			
	RECALQUE	0,08	TUBO (m)	30,00	-	-	0,75	-	0,36	0,36			
TOTAL							-	0,18	0,36	0,54			



Curva Característica NM045*1L



Valores baseados em água a 20°C
Tolerância conforme VDMA 24284



Torque de Partida / Starting Torque T(L) = 84 Nm

Belo Horizonte, 10 de Agosto de 2006.

À
**YC ENGENHARIA
BELO HORIZONTE - MG**

**FONE: (31) 3344-3817
E-mail: yceng@terra.com.br**

At.: Sra. Juliana Freire

S/ REF.: - Vossa solicitação de cotação via email em 09/08/2006.

Prezados (as) Senhores (as);

Em atenção a sua solicitação apresentamos a seguir nossa oferta da bomba tipo
"NEMO" NETZSCH.

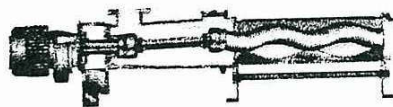
A especificação técnica do equipamento, assim como as demais condições comerciais,
encontram-se em anexo.

Esperando ter atendido aos interesses de V.S.as., permanecemos ao seu inteiro dispor
para quaisquer outros esclarecimentos que se façam necessários.

Atenciosamente,

Daniel Reis Ribeiro
Depto. de Vendas - Filial Minas Gerais
e-mail: daniel.ribeiro@ndb-netzsch.com.br
VISITE NOSSO SITE www.netzsch.com.br

01 Bomba "NEMO" dosadora modelo NM045BY01L07V



EXECUÇÃO DA BOMBA

Carcaça	: ferro fundido
Guarnição da carcaça	: anéis "O" ring perbunan
Partes giratórias	: aço inox AISI 420
Rotor	: aço carbono 1045 cromado especial
Estator	: borracha SBE
Articulações	: tipo pino e bucha c/ vedação "SM" em viton
Guarnição do eixo	: selo mecânico 677329
Sentido de rotação	: esquerda
Instalação	: horizontal
Bocal de sucção	: flange DN 3", conf. norma ANSI B 16.1, 125 lbs, vert.
Bocal de pressão	: flange DN 3", conf. norma ANSI B 16.1, 125 lbs, horiz.
Pintura	: verde (plano NdB 03)
Teste de performance	: ensaio padrão NdB 114

CONDIÇÕES DE TRABALHO

Meio para bombear	: lodo de ETE
Temperatura bombeamento	: 20 C
Vazão	: 12 m3/h
Aspiração	: afogada
Pressão manométrica	: 4,3 m.c.a. → 5,60 m.c.a
Rotações	: 296 rpm
Potência absorvida	: 1,0 kW
Tensão da rede	: 220 V (favor confirmar)

PREÇOS

01 Bomba

01 Redutor NETZSCH / SEW modelo NS 47, n = 290 rpm, i = 5,76, com motor elétrico 5,0 CV, 1750 RPM, 220/380/440/760 V, 60 HZ, trif., TFVE, IP-55

PREÇO UNITÁRIO DO CONJUNTO.....R\$ 4.765, 00

ACESSÓRIO OPCIONAL

Kit de proteção para estator contra trabalho a seco, mod. STP3 contern: 01 termômetro digital c/ alarme programável + sensor de temperatura modelo PT100 + painel IP-55 + botoeira liga/desliga com sinaleira + proteção contra curto/circuito + sobrecarga, trif., 60HZ, 220 V.

PREÇO UNITÁRIO DO CONJUNTO.....R\$ 1.400,00

CONDIÇÕES COMERCIAIS

PRAZO DE ENTREGA: a confirmar.
(Controle de entrega conforme NdB-88)

(+) EMBALAGEM: 2 % a incluir

(+) FRETE: Preço posto Pomerode/SC

IMPOSTOS

IPI - "ALÍQUOTA REDUZIDA PARA ZERO CFE. DECRETO Nº 5.468 DE 15/06/05"

ICMS - 12 % incluso no preço

VALIDADE: 30/09/2006

PAGAMENTO:

- 30% com o pedido
- Saldo a 28 d.d.l (+) despesas financeiras

Obs.: Os preços acima são para pagamento a vista, para prazo de pagamento de até 28 dias, será acrescido despesas financeiras da época do faturamento.

A presente proposta é regida pelas Condições Gerais de Vendas da Netzsch do Brasil. **(CONF. NOP 0091)**

Atenciosamente,

Daniel Reis Ribeiro
Depto. de Vendas - Filial Minas Gerais
e-mail: daniel.ribeiro@ndb-netzsch.com.br
VISITE NOSSO SITE www.netzsch.com.br

4.7. DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DOS SOPRADORES

Apresentam-se a seguir a memória dos cálculos de dimensionamento das Tubulações dos Sopradores para a Estação de Tratamento de Esgotos - ETE Barbosa Lage.

SERVIÇO

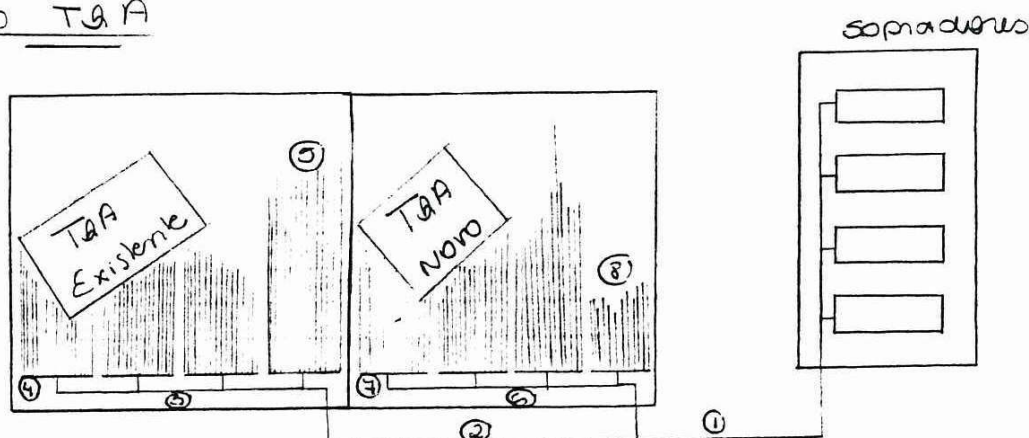
ETE - Bankosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engº Juliana

Dimensionamento das tubulações de aeração do T&A



Exemplo de Dimensionamento

* Condição 1: Não sendo implantado o novo T&A

$$Q = 129 \text{ m}^3/\text{min} = 2,15 \text{ m}^3/\text{s}$$

* Condição 2: Serão implantados ambos os T&A's

$$Q = 171 \text{ m}^3/\text{min} = 2,85 \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{p/ 2 T&A's})$$

$$\Rightarrow \text{por T&A} = 1,43 \text{ m}^3/\text{s}$$

Condição de dimensionamento

Como se trabalha com a possibilidade de não implantação do novo T&A, as tubulações que dão acesso aos T&A's existentes devem ser dimensionadas como se fossem para um tanque que fosse existir, ou seja, p/ $Q = 2,15 \text{ m}^3/\text{s}$.

É importante destacar que o T&A existente foi

SERVIÇO

ETE - Barbosa Lage

CÓDIGO

ELABORADO POR

Engº Juliana

dimensionado para uma vazão muito menor que a do projeto MKM, portanto, se as tubulações a serem dimensionadas a seguir diferirem das existentes, estas deverão ser trocadas. A vazão de dimensionamento do T&A existente foi de $0,72 \text{ m}^3/\text{min}$ muito inferior que a atual.

As tubulações que darão acesso ao novo T&A poderão ser dimensionadas p/ a vazão de ventilação da condição 2, $Q = 1,43 \text{ m}^3/\text{s}$.

Órçto 1, do layout acima, que dá acesso tanto ao T&A existente quanto ao novo deverá ser dimensionado p/ a pior situação, $Q = 2,85 \text{ m}^3/\text{s}$.

Então, têm-se:

$$\Rightarrow \text{Trecho ①} \Rightarrow Q = 2,85 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (sai da 1ª sopradora)}$$

$$\Rightarrow \text{Trecho ② e ③} \Rightarrow Q = 2,15 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (distribuição sopradora)}$$

$$\Rightarrow \text{Trecho ④} \Rightarrow \frac{Q}{4} = \frac{2,15}{4} = 0,54 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (Manifold Malha)}$$

$$\Rightarrow \text{Trecho ⑤} \Rightarrow \text{São 16 linhas} \Rightarrow \frac{0,54}{16} = 0,03 \text{ m}^3/\text{s}$$

$\Rightarrow$ Distribuidores T&A

$\Rightarrow$ Difusores $\Rightarrow$ Cada um dos 16 distribuidores do T&A ~~existente~~ possui 2 difusores, então:

$$\Rightarrow \frac{0,03}{2} = 0,015 \text{ m}^3/\text{s}$$

⇒ Teto 6 ⇒ $1,43 \text{ m}^3/\text{s}$ (Distribuição dos sopradores)

⇒ Teto 7 ⇒ $\frac{1,43}{4} = 0,36 \text{ m}^3/\text{s}$ (Manifold Malha)

⇒ Teto 8 ⇒ Também são 16 tubos ⇒ $\frac{0,36}{16} = 0,02 \text{ m}^3/\text{s}$

⇒ Difusores do Novo T&A ⇒ cada um dos 16 tubos possui 33 difusores, então:

$$\Rightarrow \frac{0,02}{33} = 0,0006 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Obs: Nas planilhas eletrônicas a seguir são apresentadas as dimensões.

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE AERAÇÃO DO TQA EXISTENTE

UNIDADES	VELOCIDADES ADOTADAS PELA MKM (m/s)	VAZÕES DE DIMENSIONAMENTO (m³/s)	DIÂMETRO REQUERIDO (m)	DIÂMETRO ADOTADO (mm)
SAÍDA DOS SOPRADORES (TRECHO 1)	15	2.850	0.492	500
DISTRIBUIÇÃO DOS SOPRADORES (TRECHOS 2 E 3)	15	2.150	0.427	500
MANIFOLD MALHA (TRECHOS 4)	10	0.540	0.262	300
DISTRIBUIÇÃO (TRECHOS 5)	8	0.030	0.069	100
DIFUSORES	15	0.001	0.009	10

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DE AERAÇÃO DO TQA NOVO

UNIDADES	VELOCIDADES ADOTADAS PELA MKM (m/s)	VAZÕES DE DIMENSIONAMENTO (m³/s)	DIÂMETRO REQUERIDO (m)	DIÂMETRO ADOTADO (mm)
SAÍDA DOS SOPRADORES (TRECHO 1)	15	2.850	0.492	500
DISTRIBUIÇÃO DOS SOPRADORES (TRECHO 6)	15	1.430	0.348	350
MANIFOLD MALHA (TRECHOS 7)	10	0.358	0.213	250
DISTRIBUIÇÃO (TRECHOS 8)	8	0.020	0.056	60
DIFUSORES	15	0.0006	0.007	10

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

CESAMA (2005). Sistema de esgoto sanitário Régio Norte – Município de Juiz de Fora – MG – ETE Barbosa Lage (Projeto original da ETE Barbosa Lage). Memorial descritivo e desenhos.

CHERNICHARO C.A.L. (1997). Reatores Anaeróbios. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol. 4, DESA/UFMG, 245 p., Belo Horizonte.

ENGESOLO (2006). Avaliação e Adequação do Projeto Básico da ETE Barbosa Lage (relatório de avaliação do projeto básico desenvolvido pelo MKM).

MKM Engenharia Ambiental (2003): Complementação dos sistemas de esgotamento sanitário das bacias de Barbosa Lage e União Indústria – Juiz de Fora – MG – Produto 3 – ETE Barbosa Lage. Memória de cálculo do dimensionamento hidráulico e de processo, Descritivo técnico do projeto hidráulico e de processo e Desenhos

VON SPERLING M., VAN HAANDEL A.C., JORDÃO E.P., CAMPOS, J.R., CYBIS, J.F., AISSE, M.M. & ALEM SOBRINHO P. (2001). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistema de lodos ativados. Cap. 5. In: CHERNICHARO C.A.L. (coordenador). Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. FINEP/PROSAB, Rio de Janeiro, Brasil, 544 p.

VON SPERLING M. (2002). Lodos Ativados. Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias. Vol.4, DESA/UFMG, 2ª ed, 428 p. Belo Horizonte.

TSUTIYA MILTON TOMOYUKI, SOBRINHO PEDRO ALEM (2000). Coleta e Transporte de esgoto Sanitário. DEHS/PUC – SP, 2ª ed. São Paulo. 548p.

NETO AZEVEDO, FERNANDES MIGUEL FERNANDEZ Y, ARAUJO ROBERTO DE, ITO ACÁCIO EIJI (1998). Manual de Hidráulica. Editora Edgard Blücher, 8ª ed. São Paulo. 670p.

BAPTISTA MÁCIO, LARA MÁRCIA (2002). Fundamentos da Engenharia Hidráulica. Editora UFMG, 1ª ed. Belo Horizonte. 438p.