



## Prefeitura Municipal de Andradas, Minas Gerais

Praça Vinte e Dois de Fevereiro, s/nº - CEP 37.838-042 — CNPJ nº 17.884.412/0001-34

Fone: (35) 3739-2000 - endereço eletrônico: [gabinete@andradas.mg.gov.br](mailto:gabinete@andradas.mg.gov.br)

sítio oficial na internet: [www.andradas.mg.gov.br](http://www.andradas.mg.gov.br)

**Ofício n.º 97/2025/Gabinete da Prefeita**

Andradas, 05 de março de 2025.

Assunto: **encaminha**

**Senhor Presidente,**

Em resposta ao Ofício n.º 057/2025/Gabinete da Presidência, **Requerimento n.º 18/2025**, formulado pelo Vereador *Diego Felisberto dos Reis* protocolado nesta Prefeitura sob o n.º **2.232/2025**, informo que a solicitação foi encaminhada à Secretária Municipal de Administração e Gestão de Pessoas, onde exarou parecer acerca da matéria, cuja cópia segue anexa para conhecimento e leitura em plenário.

Respeitosamente,

  
**Margot Navarro Graziani Pioli**  
Prefeita Municipal

**Excelentíssimo Senhor**  
**Ademir dos Santos Perez**  
**Presidente da Câmara Municipal**  
**Andradas, MG**



## **PREFEITURA MUNICIPAL DE ANDRADAS - MINAS GERAIS**

Praça Vinte e Dois de Fevereiro, s/nº - CEP 37795-000 CNPJ nº 17.884.412/0001-34

Fone: (35) 3739-2000 – Endereço eletrônico: [meioambiente@andradas.mg.gov.br](mailto:meioambiente@andradas.mg.gov.br)

Sítio oficial na Internet: [www.andradas.mg.gov.br](http://www.andradas.mg.gov.br)

### **Divisão de Meio Ambiente**

**Processo nº: 02232/2025**

#### **À Divisão de Gabinete**

Em atenção ao processo 02232/2025, oriundo do requerimento 018/2025 da Câmara Municipal de Andradas, em que é solicitada informações sobre a Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário do loteamento Santo Antônio de Lisboa, tem-se:

- 1) Funcionamento da ETE: descrição detalhada do tratamento de efluentes, incluindo as etapas de gradeamento, processo biológico, decantação e desinfecção.

A referida ETE possui uma elevatória de bombeamento de esgoto bruto e na sequência 8 tanques, sendo 3 tanques de decantação primária, seguido por reator anaeróbio (1 tanque), seguidos por 2 reatores aerados e por fim o decantador secundário.

Recentemente o município realizou algumas alterações no início do tratamento sendo instalado um tratamento preliminar para que as bombas da elevatória de esgoto diminuam a frequência de quebras, ocasionadas por sólidos grosseiros. Este tratamento preliminar possui justamente a função da retirada de sólidos grosseiros do sistema de forma a proteger bombas ali presentes. Também foi realizada a manutenção quanto a alteração na altura de tubulações entre os tanques de tratamento devido a pequena ou falta de caída entre os mesmos, ocasionando muitas das vezes transbordamento do efluente. Também foi realizada manutenção no fundo do último tanque (decantação secundária).

Tais vazamentos foram quase que totalmente sanados, restando ainda o problema de vazamento no fundo do tanque de decantação secundária. A empresa responsável pela manutenção foi acionada e realização a manutenção o mais rápido possível. Caso o problema persista a empresa será acionada até que o problema seja sanado.

Em conjunto com este parecer é encaminhado projeto da referida ETE para melhor descrição do tratamento, lembrando que há a inclusão de tratamento preliminar composto por gradeamento, desarenador calha Parshal recentemente instalado para prevenção das bombas da elevatória de esgoto, não presente no projeto anexado.



## **PREFEITURA MUNICIPAL DE ANDRADAS - MINAS GERAIS**

Praça Vinte e Dois de Fevereiro, s/nº - CEP 37795-000 CNPJ nº 17.884.412/0001-34

Fone: (35) 3739-2000 – Endereço eletrônico: [meioambiente@andradas.mg.gov.br](mailto:meioambiente@andradas.mg.gov.br)

Sítio oficial na Internet: [www.andradas.mg.gov.br](http://www.andradas.mg.gov.br)

### **Divisão de Meio Ambiente**

2) Tipo de tratamento: biológico ou físico-químico.

O tratamento é biológico, composto pela combinação de reatores anaeróbios e aerados, garantindo menor produção de lodo.

3) Cronograma de tratamento da ETE, incluindo frequência de manutenção e os prazos para realização de eventuais reparos.

A operação da ETE, bem como manutenções diárias, reparos, são realizados pela Secretaria de Serviços Públicos e Transporte Interno. Diariamente há o operador para averiguar a condição do tratamento, e verificando eventuais danos é acionada a respectiva secretaria para realização dos reparos. Quanto aos prazos é interessante averiguar a posição da secretaria responsável pela operação e manutenção dos sistemas de tratamento de esgoto.

Sem mais para o momento.

Andradas, 05 de março de 2025.

CLAUDIO  
JUNIOR  
ARAUJO:049  
29793670

Assinado de forma  
digital por CLAUDIO  
JUNIOR  
ARAUJO:04929793670  
Dados: 2025.03.05  
14:07:15 -03'00'

*Claudio Junior Araújo  
Gerente da Divisão de Meio Ambiente  
Matrícula 07509*



## **MEMORIAIS DESCRITIVO E DE CÁLCULO**

**SISTEMA DE TRATAMENTO DOS EFLUENTES SANITÁRIOS**  
**(Vazão de projeto: 140 m<sup>3</sup>/dia)**

**LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA.**

**MARÇO/2016**

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## ÍNDICE

|                                                                                                              |    |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 1. OBJETIVO .....                                                                                            | 3  |
| 2. DEFINIÇÕES E CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES A SEREM TRATADOS .....                                         | 3  |
| 4                                                                                                            |    |
| 3. JUSTIFICATIVAS TÉCNICAS PARA ADOÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO SUGERIDO .....                               | 4  |
| 4. MEMORIAL DESCRITIVO DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO .....                                                     | 7  |
| 4.1 Tratamento biológico primário.....                                                                       | 7  |
| 4.2 Tratamento biológico secundário .....                                                                    | 7  |
| 4.3 Fluxograma dos processos de tratamento .....                                                             | 10 |
| 10                                                                                                           |    |
| 5. MEMORIAL DE CÁLCULO DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO .....                                                     | 11 |
| 5.1 Cálculo da Contribuição.....                                                                             | 11 |
| 5.1.1 - Contribuição Mínima ( $Q_{min}$ ) .....                                                              | 11 |
| 5.1.2- Contribuição Média ( $Q_{med}$ ).....                                                                 | 11 |
| 5.1.3- Contribuição Máxima Horária ( $Q_{max}$ ) .....                                                       | 11 |
| 5.2 Dimensionamento da Bomba de Alimentação do Sistema .....                                                 | 12 |
| 5.2.1 Diâmetro da linha de recalque: .....                                                                   | 12 |
| 5.2.2 Escolha da Bomba .....                                                                                 | 12 |
| 5.2.3 Cálculo da potência da Bomba.....                                                                      | 14 |
| 5.3 Tratamento primário: .....                                                                               | 15 |
| 5.3.1- Decantador Primário com remoção gravitacional (não mecanizada), digestão e adensamento de lodo: ..... | 15 |
| 5.4 Tratamento secundário .....                                                                              | 20 |
| 5.4.1 Reator de lodo ativado com remoção de nutrientes (Processo A2/O phoredox de 3 estágios):               |    |
| 20                                                                                                           |    |
| 5.4.2 Tanque Anóxico (compartimento de desnitrificação): .....                                               | 29 |
| 5.4.3 Tanque Anaeróbio (compartimento de remoção de fósforo): .....                                          | 33 |
| 5.4.4 Volume de ar necessário: .....                                                                         | 36 |
| 5.4.5 Difusores:.....                                                                                        | 37 |
| 5.4.6 Cálculo da área do decantador secundário: .....                                                        | 37 |
| 5.4.7 Cálculo do volume do tanque de contato: .....                                                          | 38 |
| 5.6 Dimensionamento da Bomba de Recirculação de Lodo Ativado .....                                           | 39 |
| 5.6.1 Diâmetro da linha de recalque: .....                                                                   | 39 |
| 5.6.2 Escolha da Bomba .....                                                                                 | 39 |
| 5.6.3 Equação do sistema: .....                                                                              | 40 |
| 6. DADOS TÉCNICOS .....                                                                                      | 42 |
| 6.1 Canalizações: .....                                                                                      | 42 |
| 6.2 Bombas: .....                                                                                            | 44 |
| 6.2.1 Duas Bombas de alimentação do Sistema: .....                                                           | 44 |
| 6.2.2 Bomba de recirculação de Nitrato: .....                                                                | 44 |
| 6.2.3 Bomba de recirculação de Lodo Ativado: .....                                                           | 44 |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

|                                                                                      |                              |
|--------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------|
| 6.3 Soprador Radial: .....                                                           | Error! Bookmark not defined. |
| 6.4 Tanque de Fiberglass: .....                                                      | 45                           |
| 7. PLANILHA DE MONITORAMENTO DO SISTEMA.....                                         | 46                           |
| 8. PARÂMETROS ESPERADOS DE EFICIÊNCIA DO SISTEMA.....                                | 46                           |
| 9. CRONOGRAMA DE IMPLANTAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DO EFLUENTE<br>SANITÁRIO ..... | 47                           |
| 10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....                                                  | 48                           |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 1. OBJETIVO

Este projeto tem a finalidade de apresentar uma alternativa técnica adequada para o tratamento dos efluentes sanitários gerados no **LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA**, possibilitando implantar as unidades projetadas e, após o start-up, ajustar as propriedades do líquido tratado para valores rigorosamente dentro dos limites de descarte, definidos pela legislação vigente, ou seja: a nível estadual o Decreto Estadual 14675 e a nível nacional a resolução CONAMA 430.

## 2. DEFINIÇÕES E CARACTERÍSTICAS DOS EFLUENTES A SEREM TRATADOS

O esgoto sanitário, segundo definição da norma brasileira NBR 9648 (ABNT 1986), é o “despejo líquido constituído de esgoto doméstico e industrial, água de infiltração e a contribuição pluvial parasitária”.

- Esgoto doméstico é o despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas.
- Esgoto industrial é o despejo líquido resultante dos processos industriais, respeitados os padrões de lançamento estabelecidos.
- Água de infiltração é toda água proveniente do subsolo, indesejável ao sistema separador e que penetra nas canalizações.
- Contribuição pluvial parasitária é a parcela do deflúvio superficial inevitavelmente absorvida pela rede de esgoto sanitário.

Para o nosso caso, os efluentes líquidos a serem tratados, são constituídos exclusivamente pelo despejo líquido resultante do uso da água para higiene e necessidades fisiológicas humanas, água de infiltração e contribuição pluvial parasitária. Chamaremos à mistura destes líquidos, de efluente sanitário.

A principal característica do efluente sanitário (esgoto doméstico) é uma concentração relativamente alta de sólidos orgânicos biodegradáveis, chegando a 75% dos sólidos totais contidos nestes efluentes.

Nos sólidos orgânicos biodegradáveis, proliferam microorganismos que estabilizam a matéria orgânica por processos oxidativos aeróbios ou anaeróbios conforme a respectiva disponibilidade ou não de oxigênio no meio reacional.

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

**Tabela** Composição típica de esgotos sanitários (GONÇALVES e SOUZA, 1997).

| CONSTITUINTES                            | Concentrações<br>(em mg/L, onde não indicados) |       |       |
|------------------------------------------|------------------------------------------------|-------|-------|
|                                          | Forte                                          | Médio | Fraco |
| 1 Sólidos Totais                         | 1200                                           | 720   | 350   |
| 1.1 Dissolvidos totais                   | 850                                            | 500   | 250   |
| 1.1.1 Fixos                              | 525                                            | 300   | 145   |
| 1.1.2 Voláteis                           | 325                                            | 200   | 105   |
| 1.2 Suspensos totais                     | 350                                            | 220   | 100   |
| 1.2.1 Fixos                              | 75                                             | 55    | 20    |
| 1.2.2 Voláteis                           | 275                                            | 165   | 80    |
| 2 Sólidos sedimentáveis (ml/l)           | 20                                             | 10    | 5     |
| 3 DBO <sub>5</sub> , 20°C                | 400                                            | 220   | 110   |
| 4 Carbono Total (TOC)                    | 260                                            | 160   | 80    |
| 5 DQO                                    | 1000                                           | 500   | 250   |
| 6 Nitrogênio Total (como N)              | 85                                             | 40    | 20    |
| 6.1 Orgânico                             | 35                                             | 15    | 8     |
| 6.2 Amônia livre                         | 50                                             | 25    | 12    |
| 6.3 Nitritos                             | 0                                              | 0     | 0     |
| 6.4 Nitratos                             | 0                                              | 0     | 0     |
| 7 Fósforo total                          | 15                                             | 8     | 7     |
| 7.1 Orgânico                             | 5                                              | 3     | 1     |
| 7.2 Inorgânicos                          | 10                                             | 5     | 3     |
| 8 Cloretos                               | 100                                            | 50    | 30    |
| 9 Alcalinidade (como CaCO <sub>3</sub> ) | 150                                            | 100   | 50    |
| 10 Graxa                                 | 150                                            | 100   | 50    |

**REULTADOS DE ANÁLISE EM UMA AMOSTRA DE EFLUENTE SANITÁRIO**  
(valores considerados para projeto e dimensionamento das unidades de tratamento)

| pH | DQO<br>(mg/l) | DBO <sub>5</sub><br>(mg/l) | Sólidos totais<br>(mg/l) | Sólidos suspensos<br>(mg/l) | NTK (mg/l) | Fósforo total<br>(mg/l) |
|----|---------------|----------------------------|--------------------------|-----------------------------|------------|-------------------------|
| 8  | 732           | 400                        | 630                      | 208                         | 37         | 15                      |

### 3. JUSTIFICATIVAS TÉCNICAS PARA ADOÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO SUGERIDO

O efluente sanitário passará por um decantador primário com separação gravitacional de sólidos, e com compartimentos de digestão e adensamento do lodo orgânico, seguindo para o reator de lodo ativado com remoção de nutrientes (*Processo A2/O phoredox de 3 estágios*). No compartimento aeróbio do reator, o líquido sobrenadante será coletado sendo uma parte dirigida para o decantador secundário onde se processa a separação dos sólidos sedimentáveis, e outra parte para o compartimento anóxico no setor intermediário entre os compartimentos anaeróbio e aeróbio. No decantador secundário uma parte do lodo biológico decantado será dirigido para o compartimento anaeróbio no início do reator e outra parte para descarte no decantador primário onde será submetido aos processos de digestão e adensamento. O sobrenadante do decantador secundário será dirigido para desinfecção e finalmente para o descarte.

A função do decantador primário é clarificar o esgoto, removendo os sólidos que isoladamente ou em flocos podem sedimentar, devido ao seu próprio peso - Nuvolari (2003). Nessa unidade, também ocorrem a remoção de materiais flutuantes: espuma, óleos e graxa acumulados na superfície, além da digestão e adensamento do lodo misto (primário e secundário).

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

O tratamento de águas residuárias, foi aperfeiçoado nas primeiras décadas do século XX com o desenvolvimento do tratamento secundário, que se caracterizou pelo uso de processos biológicos que permitissem uma remoção mais completa do material orgânico. Foi nessa busca de um sistema eficiente de tratamento secundário que Lockett e Arden desenvolveram em 1914 o sistema de lodo ativado (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

O processo de tratamento biológico aeróbio, envolvendo a recirculação do lodo biológico com atividade microbiológica, comumente chamada de lodo ativado, está sendo amplamente utilizado atualmente, principalmente devido à grande eficiência na estabilização da matéria orgânica.

Von Sperling (1997) classifica os sistemas de tratamento quanto à idade de lodo. Considera que, para estação com aeração prolongada, a frequência da retirada de lodo em excesso é reduzida, mantendo uma idade de lodo bastante elevada, de 18 a 30 dias. Essas condições implicam em um maior volume do reator biológico. Já o sistema convencional, considera um tempo de lodo na faixa de 4 a 10 dias, conseqüentemente, o volume do reator biológico será muito menor.

No nosso caso, para manter um rendimento adequado, nos processos de redução da carga orgânica, vamos aplicar um sistema de tratamento por lodo ativado com aeração convencional, garantindo um efluente tratado rigorosamente dentro dos limites exigidos pela legislação vigente.

Segundo Carlos Augusto de Lemos Chernicharo, 2001, o sistema de lodos ativados é capaz de produzir, sem alterações de processo, conversão satisfatória de amônia para nitrato (nitrificação). Neste caso, a amônia é removida, mas o nitrogênio permanece em solução, já que houve apenas uma conversão da forma do nitrogênio. Segundo este autor, a remoção biológica de nitrogênio é alcançada em condições de ausência de oxigênio, mas na presença de nitratos e nitritos (denominadas condições anóxicas). Nestas condições, um grupo de bactérias utiliza nitratos e nitritos no seu processo respiratório, convertendo-os a nitrogênio gasoso, que escapa para a atmosfera.

Ainda segundo Chernicharo, 2001, são os seguintes os principais fluxogramas para a nitrificação e desnitrificação biológicas combinadas:

- Pré-desnitrificação (remoção de nitrogênio com carbono do esgoto bruto);
- Pós-desnitrificação (remoção de nitrogênio com carbono da respiração endógena);
- Processo Bardenpho de quatro estágios;
- Reatores de operação intermitente (batelada)

As vantagens do arranjo com pré-desnitrificação são:

- Menor tempo de detenção na zona anóxica, comparado ao arranjo de pós-desnitrificação;
- Redução do consumo de oxigênio, face à estabilização da matéria orgânica utilizando o nitrato como receptor de elétrons na zona anóxica;
- Possibilidade de redução do volume do reator aeróbio, em decorrência da estabilização de parte da DBO na zona anóxica (no tanque de desnitrificação);
- Não necessidade de um tanque de reaeração separado, como no arranjo de pós-desnitrificação.

Vamos considerar a implantação de um sistema com pré-desnitrificação. Desta forma, a unidade de desnitrificação recebe o efluente bruto, misturado-o a uma determinada quantidade de efluente

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradás - Minas Gerais.

recirculado, rico em nitratos, coletado da superfície do decantador secundário. A mistura destes líquidos em ambiente anóxico provoca a oxidação da matéria carbonácea pela redução do nitrato a nitrogênio molecular, que se desprende para a atmosfera.

A desnitrificação assume grande importância no tratamento de águas residuárias removendo nitrogênio e contribuindo assim para mitigar o problema da eutrofização nos corpos d'água receptores.

No processo, o  $\text{NO}_3^-$  é reduzido biologicamente sob condições anóxicas ou em baixas concentrações de oxigênio, a óxidos gasosos de nitrogênio ( $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ) e finalmente para  $\text{N}_2$  atmosférico (TIEDJE et al., 1982).

Segundo Von Sperling, 1997, para remoção biológica de fósforo, é essencial a existência de zonas aeróbias e anaeróbias na linha de tratamento. No *Processo A2/O phoredox de 3 estágios* a remoção do nitrogênio ocorre principalmente através da recirculação interna, da zona aeróbia para a zona anóxica. A alternância entre condições anaeróbias e aeróbias, necessária para a remoção do fósforo, é alcançada por meio da recirculação do lodo, o qual é direcionado para a zona anaeróbia.

O compartimento anaeróbio é considerado um seletor biológico para os microorganismos armazenadores de fósforo, priorizando o desenvolvimento de uma grande população dos mesmos e a absorção de apreciáveis quantidades de fósforo do meio líquido, que serão removidos do sistema como lodo excedente.

## 4. MEMORIAL DESCRITIVO DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO

### 4.1 Tratamento biológico primário

O efluente sanitário será recolhido pela rede de esgoto e conduzido para a elevatória, em seguida o líquido é bombeado para o decantador primário. Neste tanque, além da decantação dos sólidos sedimentáveis, ocorre a pré-estabilização anaeróbia dos materiais orgânicos biodegradáveis com digestão e adensamento do lodo misto, composto pelos sólidos brutos que penetram no sistema e pelo lodo secundário, proveniente do decantador secundário.

Após o tratamento primário, com a separação dos sólidos sedimentáveis, o líquido sobrenadante do decantador primário flui para o reator de lodo ativado, penetrando no sistema através dos compartimentos anaeróbio, anóxico e aeróbio, respectivamente, onde será submetido aos processos de tratamento secundário.

### 4.2 Tratamento biológico secundário

O tratamento biológico secundário, aplicado ao nosso sistema, será o lodo ativado com remoção de nutrientes (*Processo A2/O phoredox de 3 estágios*). No compartimento aeróbio do reator, o líquido sobrenadante será coletado sendo uma parte dirigida para o decantador secundário onde se processa a separação dos sólidos sedimentáveis, e outra parte para o compartimento anóxico no setor intermediário entre os compartimentos anaeróbio e aeróbio, onde serão removidos os nitratos, por redução biológica, com desprendimento de nitrogênio gasoso para a atmosfera. No decantador secundário uma parte do lodo biológico decantado será dirigido para o compartimento anaeróbio no início do reator e outra parte para descarte no decantador primário onde este lodo será submetido aos processos de digestão e adensamento. O compartimento do reator com ambiente anaeróbio, por sua vez, é concentrado em microorganismos armazenadores de fósforo, promovendo a absorção de apreciáveis quantidades deste componente, retirando-o do meio líquido, e formando um lodo rico em fósforo que deverá ser removido do sistema juntamente com o lodo excedente.

No compartimento aeróbio o esgoto afluente e as bactérias fixadas na forma de flocos de lodo ativado são intimamente misturadas, agitadas e aeradas, a fim de propiciar a floculação biológica no tanque de aeração, e finalmente a separação dos flocos do meio líquido no decantador secundário. O retorno de uma parte destes flocos para o reator biológico complementa o processo, auxiliando no aumento da concentração de microorganismos no interior do aerador.

Uma pequena parte do lodo gerado tem que ser retirada do sistema para complementação dos processos de adensamento e digestão e posterior descarte em local apropriado. Esse lodo chama-se de “lodo em excesso” e a carga de lodo retirada por dia em relação ao volume total de lodo no reator biológico determina a “idade do lodo”. O lodo descartado do sistema biológico, será digerido e adensado

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

no decantador primário, sendo necessária uma limpeza do fundo deste tanque com caminhão limpa fossa, em intervalos de quarenta e cinco dias.

Ao ingressarem no tanque de aeração, os microrganismos estão em pequena concentração, mas encontram condições ambientais extremamente propícias ao seu desenvolvimento, isto é, existe alimento (substrato) em abundância e concentração adequada de oxigênio dissolvido. Essas duas condições, aliadas à presença de nutrientes básicos, além de outros fatores ambientais, como temperatura e pH, permitem a esses organismos reproduzirem-se rapidamente e agruparem-se, formando verdadeiros flocos biológicos sobre os sólidos em suspensão, que servem, então, de suporte e alimento. Estes bioflocos têm a propriedade de absorver as partículas coloidais não sedimentáveis (BRANCO, 1986).

A entrada de efluente para o reator de lodo ativado, ou tanque de aeração, se dá através de uma tubulação com descarga submersa, quase ao fundo deste tanque.

Na soleira do reator serão distribuídos difusores para injeção de ar através de um soprador.

Do reator de lodo ativado (aerador), o líquido sobrenadante flui, por gravidade, para o decantador secundário. Neste tanque, os flocos estabilizados, ainda contendo uma razoável atividade micro-biológica, são separados por decantação. Uma parte do lodo biológico decantado retorna, por bombeamento, ao compartimento anaeróbio do reator de lodo ativado e outra parte é dirigida para o decantador primário, para digestão e adensamento, sendo, após 45 dias de operação do sistema, recolhido do fundo deste tanque por caminhão limpa fossa e encaminhado para descarte em aterro adequado e licenciado.

No decantador secundário, uma parte do líquido sobrenadante é dirigida ao desnitrificador e outra parte segue para o tanque de contato para desinfecção. Neste último tanque será dosada uma solução oxidante para redução da carga orgânica remanescente e eliminação de microorganismos patogênicos. Após a desinfecção o efluente tratado será enviado ao corpo receptor com as propriedades rigorosamente dentro dos limites exigidos pela legislação vigente.

No desnitrificador ocorre a mistura do efluente bruto com uma determinada quantidade de líquido nitrificado, coletado do decantador secundário. Em função da ausência de oxigênio e presença de nitratos, o metabolismo microbiológico provoca a oxidação da matéria carbonácea e redução do nitrato contidos em solução, resultando na liberação de nitrogênio gasoso para a atmosfera.

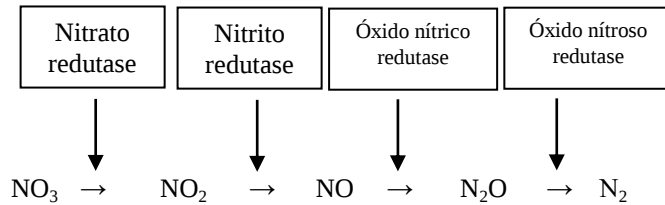
O processo de desnitrificação é responsável pela remoção de nitrogênio, nas formas oxidadas de nitrato ou nitrito, por conversão a nitrogênio gasoso, através da oxidação da matéria orgânica. A matéria orgânica (fonte de carbono) funciona como doador de elétrons, enquanto nitrato e nitrito agem como aceptor de elétrons na cadeia respiratória. Biologicamente a desnitrificação ocorre em condições anóxicas, ausência de oxigênio dissolvido na forma molecular, associada à presença de nitratos (MENDONÇA, 2002; ISOLDI & KOETZ, 2004; FERREIRA, 2000).

As bactérias mais conhecidas para a realização da desnitrificação são as Pseudomonas, embora sejam conhecidas muitas bactérias heterotróficas anaeróbias ou facultativas, hábeis para realizar o processo em condições anóxicas, como Achromobacter, Bacillus, Brevibacterium, Flavobacterium, Lactobacillus, Micrococcus, Proteus e Spirillum (ISOLDI & KOETZ, 2004). Estas bactérias são

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

heterotróficas capazes de reduzir o nitrato em duas etapas. A primeira onde ocorre a conversão do nitrato a nitrito e a segunda onde ocorre a produção do óxido nítrico, do óxido nitroso e do gás nitrogênio. Estas reações ocorrem de acordo com o esquema apresentado na Figura a seguir, onde também são apresentadas as enzimas que catalisam as reações.



Desnitrificação: Esboço do caminho e das enzimas envolvidas (WRAGE et al., 2001).

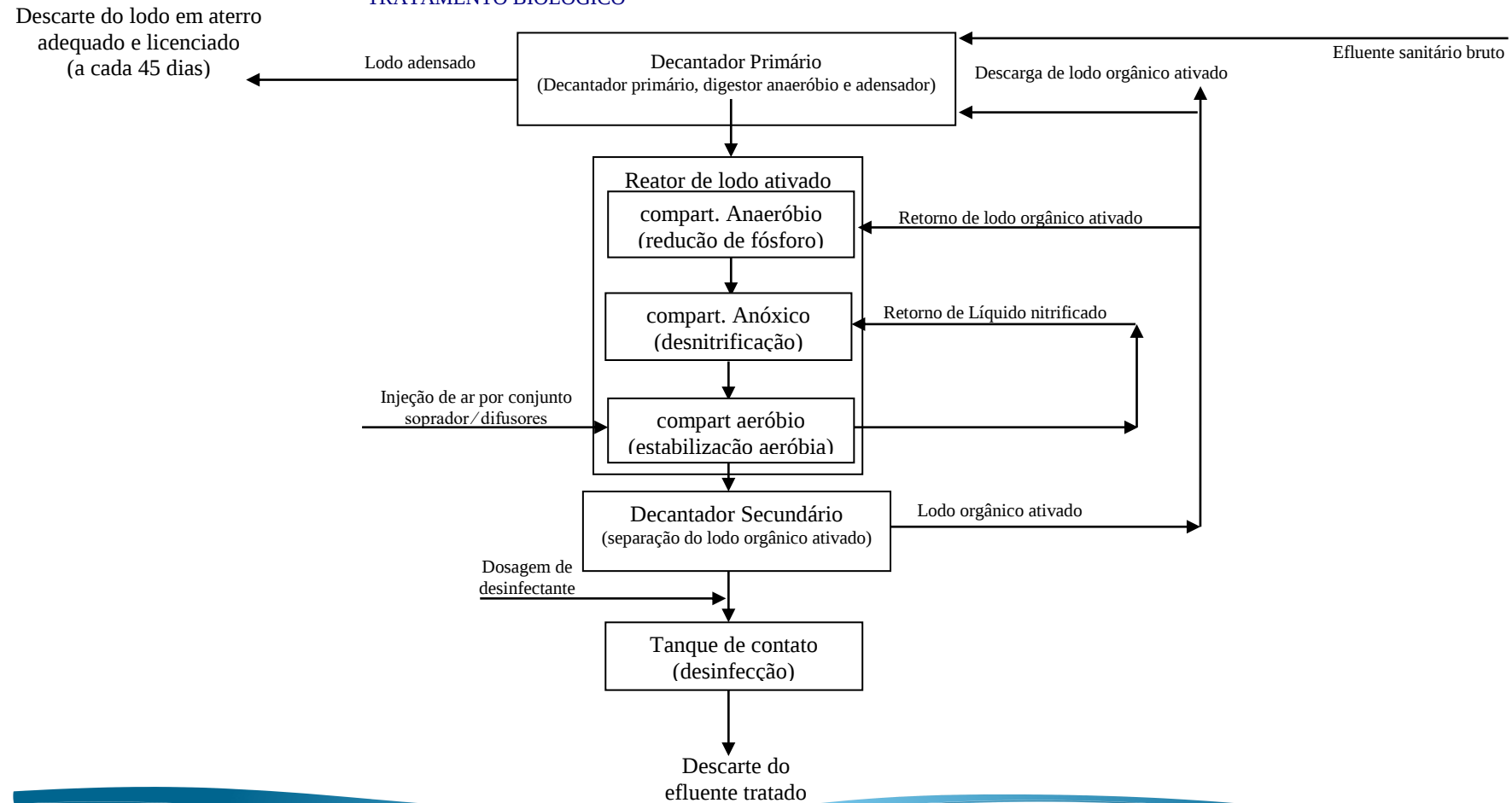
Os três últimos compostos resultantes dos processos de redução são gasosos sendo separados do líquido, fluindo para o ar atmosférico.

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 4.3 Fluxograma dos processos de tratamento

### TRATAMENTO BIOLÓGICO



## 5. MEMORIAL DE CÁLCULO DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO

Considerações de Projeto:

- ❖ Tempo de operação da ETE: Top = 24 hora/dia;
- ❖ Para o cálculo da contribuição final foram considerados os seguintes parâmetros:
  - População do Projeto (P = 875 habitantes)
  - Coeficiente de máxima contribuição diária ( $K_1 = 1,2$ )
  - Coeficiente de máxima contribuição horária ( $K_2 = 1,5$ )
  - Coeficiente de mínima contribuição horária ( $K_3 = 0,5$ )
  - Contribuição per capta ( $q = 160$  l/hab.dia) → NBR 13969/97 – Habitação Alto Padrão.
  - Comprimento total da rede coletora (L = 1 m)
  - Taxa de contribuição de infiltração (TI = 0,0001 l/s.m)
  - Contribuição de Infiltração ( $I = L \times TI$ )

### 5.1 Cálculo da Contribuição

#### 5.1.1 - Contribuição Mínima ( $Q_{min}$ )

$$Q_{min} = \frac{P \times q \times K_3}{86.400} + I$$

$$Q_{min} = \frac{875 \times 160 \times 0,50}{86.400} + (0,0001 \times 1)$$

$$Q_{min.} = 0,8103 \text{ litros/seg.} \rightarrow Q_{min.} = 2917,08 \text{ litros/hora} \rightarrow Q_{min.} = 70,01 \text{ m}^3/\text{dia}$$

#### 5.1.2- Contribuição Média ( $Q_{med}$ )

$$Q_{med} = \frac{P \times q}{86.400} + I$$

$$Q_{med} = \frac{875 \times 160}{86.400} + (0,0001 \times 1)$$

$$Q_{med.} = 1,6205 \text{ litros/seg.} \rightarrow Q_{med.} = 5833,8 \text{ litros/hora} \rightarrow Q_{med.} = 140,01 \text{ m}^3/\text{dia}$$

#### 5.1.3- Contribuição Máxima Horária ( $Q_{max}$ )

$$Q_{max} = \frac{P \times q \times K_1 \times K_2}{86.400} + I$$

$$Q_{max} = \frac{875 \times 160 \times 1,20 \times 1,5}{86.400} + (0,0001 \times 1)$$

$$Q_{max.} = 2,9168 \text{ litros/seg} \rightarrow Q_{max.} = 10500,48 \text{ litros/hora} \rightarrow Q_{max.} = 252,01 \text{ m}^3/\text{dia}$$

## 5.2 Dimensionamento da Bomba de Alimentação do Sistema

Será dimensionada uma unidade de bombeamento, para atender a uma demanda total de:

$$Q_{\text{méd}} = 1,62 \text{ litros/seg}$$

Vazão necessária, em  $\text{m}^3/\text{seg}$ :

$$Q_{\text{méd}} = 1,62/(1000) \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$Q_{\text{méd}} = 0,0016 \text{ m}^3/\text{s}$$

### 5.2.1 Diâmetro da linha de recalque:

O critério a ser utilizado para escolha do diâmetro da tubulação é o critério de velocidade econômica, por ser simples e eficiente.

Segundo muitos autores, a velocidade no interior da tubulação deve variar de 0,5 a 2,0 m/s.

Desta forma temos:

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

Em que V é a velocidade (m/s); Q é a vazão máxima ( $\text{m}^3/\text{s}$ ); A é a área da seção do tubo:

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

Adotando-se uma velocidade média de 1,0 m/s temos:

$$V = \frac{Q}{A} \rightarrow A = 0,0016 / 1 \rightarrow A = 0,00162 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} \rightarrow 0,00162 = \frac{\pi \times D^2}{4} \rightarrow D = 0,045 \text{ m}$$

Como trabalharemos com um efluente com sólidos dissolvidos, vamos utilizar para projeto, um diâmetro comercial de 0,040 m ou 40 mm

### 5.2.2 Escolha da Bomba

Cálculo das perdas de carga

$$H_m = H_G + h_{ftotal}$$

$H_m$  = altura manométrica da instalação (em m)

$H_G$  = desnível geométrico (em m)

$h_{ftotal}$  = perda de carga total (em m)

A composição da linha de recalque é a seguinte:

- Altura geométrica de sucção:  $H_s = 0 \text{ m}$  (bomba submersa)
- Altura geométrica de recalque:  $H_G = 5 \text{ m}$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

- Conexões e acessórios:

## Diâmetro de Recalque 40 mm

| Recalque   | Quantidade | Perda de carga por acessório |
|------------|------------|------------------------------|
| Joelho 90° | 4          | 3,2                          |
| Tê         | 2          | 7,3                          |
| Registro   | 2          | 6,7                          |
| União      | 2          | 0,1                          |

| Conexões                 | Comprimento equivalente (m) |
|--------------------------|-----------------------------|
| Joelho 90°               | 12,60                       |
| Tê                       | 14,60                       |
| Registro                 | 13,40                       |
| União                    | 0,20                        |
| Comprimento equivalente: | 40,80                       |
| Comprimento da tubulação | 10,00                       |
| Comprimento total        | 50,80                       |

Utilizando-se a equação de Hazen-Williams, obtém-se a perda de carga na linha de recalque:

$$C = 130$$

$$hf = J \times L$$

$$J = 10,643 \times \frac{Q^{1,85}}{C^{1,85} \times D^{4,87}} \rightarrow J = 10,643 \times \frac{0,0016^{1,85}}{130^{1,85} \times 0,0^{4,87}} \rightarrow J = \text{m/m}$$

$$hf_{\text{recalque}} = 0 \times 50,80 \rightarrow = 0,00 \text{ m}$$

Para o cálculo da perda de carga total, ou seja, ao longo da linha de recalque, utiliza-se a seguinte equação:

$$hf_{\text{total}} = hf_{\text{sucção}} + hf_{\text{recalque}} \rightarrow hf_{\text{sucção}} = 0 \text{ (bomba submersa, sem canal de sucção)}$$

$$hft_{\text{total}} = 0,0 \text{ m}$$

### 5.2.3 Equação do sistema:

A equação do sistema é:

$$H_m = H_G + k \times Q^{1,852}$$

O cálculo da altura geométrica é realizado através da soma das alturas geométricas de sucção ( $H_s$ ) e de recalque ( $H_r$ ). Como não há altura de sucção ( $H_s = 0$ ), temos:

$$H_G = H_r = 5,00 \text{ m}$$

$$\text{altura manométrica (Hm)} = \text{desnível geométrico (HG)} + \text{perdas de carga (hftotal)}$$

$$H_m = 5,00 + 0,0 = 5 \text{ m}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

Cálculo do coeficiente k:

$$5 = 5 + k \times (5,83)^{1,852} \rightarrow k = 0,00$$

Equação do sistema:

$$H_m = 5 + 0,00 \times Q^{1,852}, \text{ sendo: } H_m \text{ em m e } Q \text{ em m}^3/\text{h}.$$

Com os dados  $H_m$  e  $Q$ , utiliza-se o gráfico de pré-seleção, encontrando-se a "família" de bombas FBS, da marca FAMAC, como sendo a mais adequada para a situação criada. O modelo escolhido, compatível com o projeto, é a FBS20/4, com diâmetro do rotor de 88 mm.

## OBSERVAÇÃO:

A vazão de alimentação do reator de lodo ativado pode ser controlada por um dos procedimentos a seguir:

- Instalar um canal de retorno de líquido para o compartimento de alimentação da ETE, com válvulas ou registros nas tubulações de recalque e de retorno, para ajuste da vazão necessária ;
- Alterar a rotação do rotor, com inversor de frequência.

### 5.2.3 Cálculo da potência da Bomba

- **Para o cálculo da potência necessária, utiliza-se a seguinte fórmula:**

$$N = \frac{\gamma \times Q \times H}{75 \times \eta}$$

Sendo:

$N$  = potência (CV);

$\gamma$  = peso específico da água (1000 kg/m<sup>3</sup>);

$Q$  = vazão (m<sup>3</sup>/s);

$H$  = altura manométrica (m);

$\eta$  = rendimento (decimal).

O rendimento é obtido através da curva característica na qual, com o ponto de trabalho ( $Q$ ,  $H$ ), obtêm-se um rendimento correspondente de 50% ou  $\eta = 0,5$ .

Aplicando-se a fórmula para o cálculo da potência, tem-se:

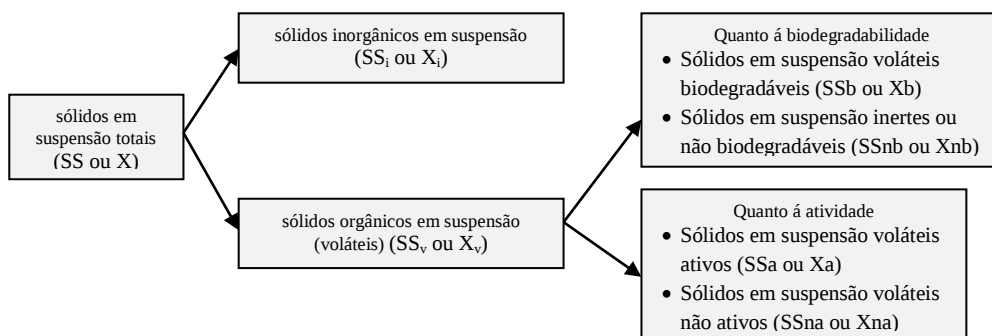
$$N = (1000 \times 0,0016 \times 5) / (75 \times 0,5) = 0,21 \text{ CV}$$

$N = 0,21 \text{ CV}$ , ou 0,5 CV que é a potência comercial mais próxima.

## 5.3 Tratamento primário:

### DEFINIÇÃO DOS ÍNDICES

$S_o$  = Concentração de substrato, ou DBO, afluente  
 $S$  = Concentração de substrato, ou DBO efluente  
 $Q$  = Vazão  
 $X$  = concentração de sólidos em suspensão no reator  
 $SS_o$  = concentração de sólidos em suspensão afluente  
 $V_r$  = volume do reator



OBS: Os sólidos fora do reator aeróbio serão representados por SS seguido por um "a" quando afluente e por um "e" quando efluente. Os sólidos no interior do reator serão representados por X.

### 5.3.1- Decantador Primário com remoção gravitacional (não mecanizada), digestão e adensamento de lodo:

#### Considerações de Projeto:

(valores e considerações adotados conforme NBR 12209/1992 e conforme a literatura especializada)

- A remoção do lodo digerido e adensado deve ser feita por caminhão limpa fossa e destinada para aterro sanitário licenciado;
- ETE com vazão igual ou inferior a  $72 \text{ m}^3/\text{h}$  pode ter a digestão anaeróbia e a decantação primária processadas na mesma unidade.
- A vazão considerada para dimensionamento do decantador primário será a vazão máxima afluente a ETE mais a vazão de lodo descartado do sistema de recirculação de lodo ativado: Vazão de alimentação do decantador primário com digestor anaeróbio =  $Q_{\text{máx}} + Q_d$
- Concentrações e massas específicas de sólidos secos nas diversas etapas do tratamento (segundo Sperling, Marcos Von, 2010, 4ª impressão - Vol 6 - pg 46, quadro 2.9; Ed. UFMG):
  - Concentração de SS no lodo primário: 6%
  - Massa específica do lodo primário:  $1010 \text{ Kg/m}^3$
  - Concentração de SS no lodo primário adensado: 8%
  - Massa específica do lodo primário adensado:  $1010 \text{ Kg/m}^3$
  - Concentração de SS no lodo misto digerido: 6%
  - Massa específica do lodo misto digerido:  $1020 \text{ Kg/m}^3$
  - Concentração de SS no lodo misto adensado: 10%
  - Massa específica do lodo misto adensado:  $1066 \text{ Kg/m}^3$
- Relação sólidos voláteis/sólidos totais no lodo misto:  $SV/ST = 0,75$
- Tempo de detenção hidráulica:  $T_{\text{dh}} = 2,0$  horas;
- $E_{\text{DBO}}$  = Eficiência de remoção de DBO no decantador primário: 20 %;
- $E_{\text{SS}}$  = Eficiência de remoção de SS no decantador primário: 60 %;

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

- $E_{SSV}$  = Eficiência de remoção de sólidos voláteis na digestão anaeróbia: 55%
- $E_{NTK}$  = Eficiência de remoção de NTK no decantador primário: 20 %;
- $E_P$  = Eficiência de remoção de P no decantador primário: 15 %;

5.3.1.1 Cargas e concentrações efluentes do decantador primário (afluentes ao reator aeróbio):

DBO no efluente do decantador primário:

$$S_{edp} = S_0 \times \left( \frac{100 - \text{Eficiência}}{100} \right) \rightarrow S_{edp} = 400 \times \frac{(100-20)}{100} \rightarrow S_{edp} = 320 \text{ mg/litro ou } 0,32 \text{ Kg/m}^3$$

Carga diária de DBO (CS) efluente do decantador primário:

$$CS_{edp} = S_{edp} \times Q_{m\acute{a}x} \rightarrow CS_{edp} = \frac{0,32 \times \text{Kg} \times (252,01)}{\text{m}^3} \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

$$CS_{edp} = 80,64 \text{ Kg DBO/dia}$$

Concentração de SS no efluente do decantador primário com digestor anaeróbio:

$$SS_{edp} = SS_0 \times \left( \frac{100 - \text{Eficiência}}{100} \right) \rightarrow SS_{edp} = 208 \times \frac{(100-60)}{100} \rightarrow SS_{edp} = 83,2 \text{ mg/litro ou } 0,0832 \text{ Kg/m}^3$$

Carga diária de SS (CSS) efluente do decantador primário:

$$CSS_{edp} = SS_{edp} \times Q_{m\acute{a}x} \rightarrow CSS_{edp} = \frac{0,08 \text{ Kg} \times 252,01}{\text{m}^3} \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

$$CSS_{edp} = 20,97 \text{ KgSS/dia}$$

Concentração de NTK no efluente do decantador primário:

$$NTK_{edp} = NTK_0 \times \left( \frac{100 - \text{Eficiência}}{100} \right) \rightarrow NTK_{edp} = \frac{37 \times (100-20)}{100}$$

$$NTK_{edp} = 29,6 \text{ mg/litro ou } 0,03 \text{ Kg/m}^3$$

Carga diária de NTK (CNTK) efluente do decantador primário:

$$CNTK_{edp} = NTK_{edp} \times Q_{m\acute{a}x} \rightarrow CNTK_{edp} = \frac{0,030 \text{ Kg} \times 252,01}{\text{m}^3} \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

$$CNTK_{edp} = 7,56 \text{ KgNTK /dia}$$

Concentração de P no efluente do decantador primário:

$$P_{edp} = P_0 \times \left( \frac{100 - \text{Eficiência}}{100} \right) \rightarrow P_{edp} = 15 \times \frac{(100-15)}{100} \rightarrow P_{edp} = 12,75 \text{ mg/litro ou } 0,0128 \text{ Kg/m}^3$$

Carga diária de P (CP) efluente do decantador primário:

$$CP_{edp} = P \times Q_{m\acute{a}x} \rightarrow CP_{edp} = \frac{0,013 \text{ Kg} \times 252,01}{\text{m}^3} \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

$$CP_{edp} = 3,23 \text{ KgP /dia}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.3.1.2 Volume de decantação primária (calculado):

Tempo de detenção hidráulica:  $t_{dh} = 2 \text{ horas}$

Volume útil de decantação primária:

$$(VU_{dp}) = Q_{m\acute{a}x} \times T_{dh} \rightarrow VU_{dp} = 10,5 \text{ m}^3/\text{hora} \times 2 \text{ horas} \rightarrow VU_{dp} = 21,00 \text{ m}^3$$

Utilizado um volume útil de decantação primária de:  $VU_{dp} = 21,00 \text{ m}^3$

## 5.3.1.3 Volume do compartimento de digestão do lodo (calculado):

- Carga de SS (lodo primário), afluyente ao decantador primário:

$$CSS_o = SS_o \times Q_{m\acute{a}x} \rightarrow CSS_o = \frac{0,208 \text{ Kg} \times 252,01 \text{ m}^3}{\text{m}^3 \text{ dia}} \rightarrow CSS_o = 52,42 \text{ KgSS/dia}$$

- Carga de SS (lodo primário), que permanece no decantador primário para adensamento e digestão:

$$CSS_{lp} = CSS_o - CSS_{edp} \rightarrow CSS_{lp} = 52,42 - 20,97 \rightarrow CSS_{lp} = 31,45 \text{ KgSS/dia}$$

- Carga diária de lodo secundário para adensamento e digestão (item 5.4.1):

$$CSS_{rem} = 45,72 \text{ KgSS/dia}$$

- Carga SS (lodo misto) = carga SS lodo primário + Carga SS lodo secundário

$$- \text{Carga SS (lodo misto): } CSS_m = 31,45 + 45,72 = 77,17 \text{ KgSS/d}$$

- Vazão de SS (lodo misto) para digestão e adensamento:  $Q_{lm}$

- Concentração de SS no lodo misto: 6%

- Massa específica do lodo misto:  $1010 \text{ Kg/m}^3$

$$Q_{lm} = \frac{\text{carga SS (Kg SS/d)}}{\frac{\text{Sól. Secos (\%)} \times \text{massa específica (kg/m}^3\text{)}}{100}}$$

$$Q_{lm} = \frac{77,17 \text{ KgSS/d}}{(6/100) \times 1066 \text{ Kg/m}^3} \rightarrow Q_{lm} = 1,207 \text{ m}^3/\text{dia}$$

## Cálculo do volume do digestor:

Considerações de projeto: (Segundo Von Sperling, 2001)

OBS: No nosso caso, não vamos considerar o espaço de 15% no interior do decantador primário, indicado por Von Sperling para armazenagem do biogás gerado no digestor, já que este gás será liberado para a atmosfera na medida em que é formado.

Taxa de aplicação de sólidos voláteis (carga orgânica volumétrica):  $1,60 \text{ KgSV/m}^3\text{d}$  (Von Sperling, vol 6 - pg 135)

Relação SSV/ SS:  $SSV/ SS = 0,75$

Carga de sólidos voláteis = carga de SS lodo misto x  $SSV/SS = 77,17 \times 0,75$

Carga de sólidos voláteis (CSV) =  $57,88 \text{ KgSV/d}$

$$V_{digestor} = \frac{\text{carga de sólidos voláteis}}{\text{taxa de aplicação}} = \frac{57,88 \text{ KgSV/d}}{1,6 \text{ KgSV/m}^3\text{d}}$$

$$V_{digestor} = 36,18 \text{ m}^3$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.3.1.5 Poço de acumulação de lodo (armazenagem e adensamento do lodo digerido):

Sólidos totais afluentes ao digestor (carga SS lodo misto):  $CSS_m = 77,17 \text{ KgSS/d}$

Sólidos voláteis afluentes (Carga de sólidos voláteis):  $CSV = 57,88 \text{ KgSV/d}$

Sólidos inertes afluentes (Carga de SI):  $CSI = 77,17 \times (1 - 0,75) = 19,29 \text{ KgSI/d}$

Eficiência de remoção de sólidos voláteis na digestão:  $Essv = 55 \%$

Carga de sólidos voláteis que permanecem armazenados no fundo do decantador:

$$CS_{va} = CSV \times \left( \frac{100 - Essv}{100} \right) \rightarrow CS_{va} = \frac{57,88 \times (100 - 55)}{100} \rightarrow CS_{va} = 26,05 \text{ KgSV/d}$$

Carga de sólidos totais digeridos e adensados que permanecem armazenados até o momento da descarga de fundo do decantador:

$$CSS_a = CSI + CS_{va} \rightarrow CSS_a = 19,29 + 26,05 = 45,34 \text{ KgSS/d}$$

- Concentração de SS no lodo digerido e adensado: 10 %
- Massa específica do lodo adensado:  $1066 \text{ Kg/m}^3$

Vazão diária de lodo para o fundo do decantador ( $Q_{la}$ ):

$$Q_{la} = \frac{\text{carga SS (Kg SS/d)}}{\frac{\text{Sól. Secos (\%)} \times \text{massa específica (kg/m}^3\text{)}}{100}}$$

$$Q_{la} = 45,34 / (0,10 \times 1066)$$

$$Q_{la} = 0,425 \text{ m}^3/\text{d}$$

Intervalo de descarga de fundo do decantador primário (tempo de armazenagem de lodo):  $T_{dh} = 45 \text{ dias}$

$$\text{Volume do fundo tronco piramidal: } V_{fdp} = 45 \text{ dias} \times 0,425 \text{ m}^3/\text{dia} \rightarrow V_{fdp} = 19,13 \text{ m}^3$$

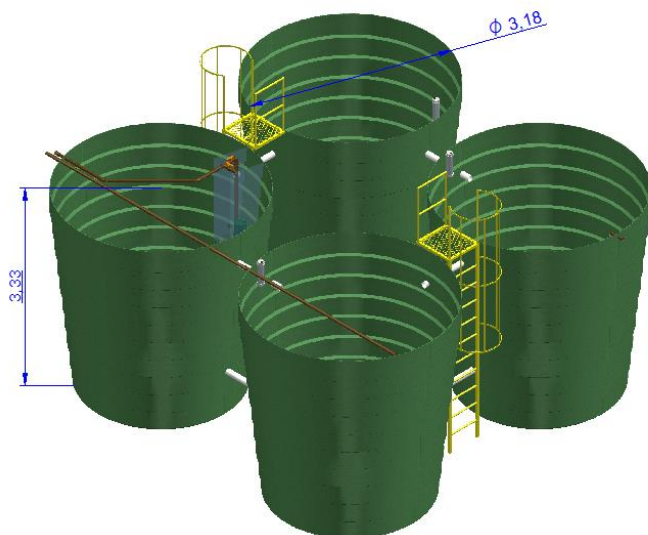
# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.3.1.6 Volume útil total do decantador primário ( $V_{tot}$ ):

$VUT_{dp}$  = volume de decantação + volume de digestão + volume de armazenagem do lodo

$$VUT_{dp} = VU_{dp} + V_{digestor} + V_{fdp} = (21,00 + 36,18 + 19,13) m^3 = 76,31 m^3$$



### Dimensões internas dos quatros decantadores primário

|                 |                        |
|-----------------|------------------------|
| Diâmetro A      | = 3,20 m               |
| Diâmetro B      | = 2,53 m               |
| Altura          | = 3,30 m               |
| Volume Unitário | = 20,00 m <sup>3</sup> |
| Volume Total    | = 80,00 m <sup>3</sup> |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.4 Tratamento secundário

### 5.4.1 Reator de lodo ativado com remoção de nutrientes (Processo A2/O phoredox de 3 estágios):

#### QUADRO 1:

Parâmetros de projeto, coeficientes cinéticos e demais valores de dimensionamentos recomendados pela literatura especializada:

| PARÂMETROS DE PROJETO DO REATOR DE LODO ATIVADO                                              | Lodos ativados convencional | Aeração prolongada |
|----------------------------------------------------------------------------------------------|-----------------------------|--------------------|
| Idade do lodo (d)                                                                            | 4 - 10                      | 18 - 30            |
| Relação A/M (kgDBO <sub>5</sub> /kgSSVTA.d)                                                  | 0,3 - 0,8                   | 0,08 - 0,15        |
| Concentração de SSVTA (mg/l)                                                                 | 1500 - 3500                 | 2500 - 4000        |
| SS efluente (mg/l)                                                                           | 10 - 30                     | 10 - 30            |
| Razão de recirculação (Q <sub>r</sub> /Q)                                                    | 0,6 - 1,0                   | 0,8 - 1,2          |
| Concentração média de OD no reator (mg/l)                                                    | 1,5 - 2,0                   | 1,5 - 2,0          |
| Tempo de detenção hidráulica (h)                                                             | 6 - 8                       | 16 - 24            |
| Concentração de SSTA (mg/l)                                                                  | 2000 - 4000                 | 3500 - 5000        |
| Relação SSV/SS no reator (-)                                                                 | 0,70 - 0,85                 | 0,60 - 0,75        |
| Fração biodegradável dos SSVTA (f <sub>b</sub> ) (-)                                         | 0,55 - 0,70                 | 0,40 - 0,65        |
| DBO <sub>5</sub> solúvel efluente (mg/l)                                                     | 5 - 20                      | 1 - 4              |
| DBO <sub>5</sub> dos SS efluentes (mgDBO <sub>5</sub> /mgSS)                                 | 0,45 - 0,65                 | 0,20 - 0,50        |
| Produção de SSV por DBO <sub>5</sub> removida (kgSSV/kgDBO <sub>5</sub> )                    | 0,5 - 1,0                   | 0,5 - 0,7          |
| Produção lodo secundário por DBO <sub>5</sub> removida (kgSS/kgDBO <sub>5</sub> )            | 0,7 - 1,0                   | 0,9 - 1,1          |
| Requisitos médios de O <sub>2</sub> sem nitrificação (kgO <sub>2</sub> /kgDBO <sub>5</sub> ) | 0,7 - 1,0                   | -                  |
| Requisitos médios de O <sub>2</sub> com nitrificação (kgO <sub>2</sub> /kgDBO <sub>5</sub> ) | 1,1 - 1,5                   | 1,5 - 1,8          |
| Requisitos de nutrientes - Nitrogênio (kgN/100kgDBO <sub>5</sub> )                           | 4,3 - 5,6                   | 2,6 - 3,2          |
| Requisitos de nutrientes - Fósforo (kgP/100kgDBO <sub>5</sub> )                              | 0,9 - 1,2                   | 0,5 - 0,6          |
| N remov. por DBO <sub>5</sub> removida (kgN/100kgDBO <sub>5</sub> )                          | 0,4 - 1,0                   | 0,1 - 0,4          |
| P remov. por DBO <sub>5</sub> removida (kgP/100kgDBO <sub>5</sub> )                          | 4 - 5                       | 2,4                |

Fontes: Arceivala (1981), Orhon & Artan (1994) e adaptações de: Sperling, Marcos Von, 2010, 4ª impressão - Vol 4; Ed. UFMG.

#### QUADRO 2:

Coeficientes cinéticos e estequiométricos e relações básicas para o cálculo da remoção da DBO em sistemas de lodo ativado

| Coeficiente                         | Descrição                                          | Unidade                               | Faixa       | Valor Típico |
|-------------------------------------|----------------------------------------------------|---------------------------------------|-------------|--------------|
| Y                                   | coefic. de produção celular                        | gSSV/gDBO <sub>5</sub>                | 0,4 - 0,8   | 0,6          |
| Kd                                  | coefic. de respiração endógena                     | gSSV/ gSSV.d                          | 0,06 - 0,10 | 0,08 - 0,09  |
| Θ                                   | coefic. de temperatura para Kd                     | -                                     | 1,05 - 1,09 | 1,07         |
| fb'                                 | fração biodegradável ao gerar os sólidos (SSb/SSV) | gSSb/gSSV                             | -           | 0,80         |
| SSV/SS                              | SSV/SS no esgoto bruto                             | gSSV/gSS                              | 0,70 - 0,85 | 0,80         |
| SSb/SS                              | SS biodegrad./SS no esgoto bruto                   | gSSb/gSS                              | -           | 0,60         |
| SSV/SS                              | SSV/SS ao gerar os sólidos                         | gSSV/gSS                              | -           | 0,90         |
| O <sub>2</sub> /SSb                 | oxigênio por sol. biodegr. Destruído               | gDBO <sub>u</sub> /gSSb               | -           | 1,42         |
| DBO <sub>u</sub> / DBO <sub>5</sub> | relação DBO última / DBO <sub>5</sub>              | gDBO <sub>u</sub> / gDBO <sub>5</sub> | 1,2 - 1,5   | 1,46         |

Base: DBO<sub>5</sub> e SSV; temperatura = 20°C

Fontes: Eckenfelder (1989), Metcalf & Eddy (1991), WEF/ASCE (1992), Orhon & Artan (1994), Von Sperling (1996d)

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## QUADRO 3:

Critérios de projeto para a remoção biológica de nitrogênio e fosforo:

| Parâmetro                                                 | A2O / Phoredox<br>3 estágios | UCT / VIP   | Bardenpho de 5<br>estágios/Phoredox |
|-----------------------------------------------------------|------------------------------|-------------|-------------------------------------|
| SSVTA (mg/l)                                              | 2000 – 4000                  | 1500 – 3500 | 1500 – 4000                         |
| $\Theta_c$ total (d)                                      | 5 – 10                       | 5 – 10      | 10 – 30                             |
| $\Theta_c$ aeróbia (d)                                    | $\geq 5$                     | $\geq 5$    | $\geq 8$                            |
| TDH – zona anaeróbia (h)                                  | 0,5 – 1,5                    | 1,0 – 2,0   | 1,0 – 2,0                           |
| TDH – 1ª zona anóxica (h)                                 | 0,5 – 1,0                    | 2,0 – 4,0   | 2,0 – 4,0                           |
| TDH – aeróbio (h)                                         | 3,5 – 6,0                    | 2,5 – 4,0   | 4,0 – 12,0                          |
| TDH – 2ª zona anóxica (h)                                 | -                            | -           | 2,0 – 4,0                           |
| TDH – zona aeróbia final (h)                              | -                            | -           | 0,5 – 1,0                           |
| Relação taxa rem. DBO zona anóxica/zona aeróbia           | 0,7                          | 0,7         | 0,7                                 |
| Razão de recirculação de lodo $R_{lodo}$ ( $Q_r/Q$ ) %    | 20 – 50                      | 50 – 100    | 50 – 100                            |
| Razão de recirculação interna $R_{int}$ ( $Q_{int}/Q$ ) % | 100 – 300                    | 100 – 200   | 300 – 500                           |
| Razão de recirc. anóxica p/ anaeróbia ( $Q_{anox}/Q$ ) %  | -                            | 100 – 200   | -                                   |
| Densidade de potência na zona anóxica ( $W/m^3$ )         | 5 – 10                       | 5 – 10      | 5 – 10                              |
| Oxigênio dissolvido médio na zona aeróbia                 | 2,0                          | 2,0         | 2,0                                 |

Fonte: adaptado de IAWPRC (1987), Metcalf & Eddy (1991), Randall et al (1992) EPA (1987, 1993)

Dados e considerações adotadas para projeto do reator de lodo ativado com remoção de nutrientes:  
(valores adotados conforme quadros 2 e 3)

Coefficientes cinéticos:

- Coeficiente de síntese celular:  $Y = 0,6 \text{ Kg SSV/Kg DBO}_5 \text{ removida}$
- Coeficiente de respiração endógena (autodestruição celular):  $K_d = 0,08 \text{ dia}^{-1}$

Relações entre Sólidos:

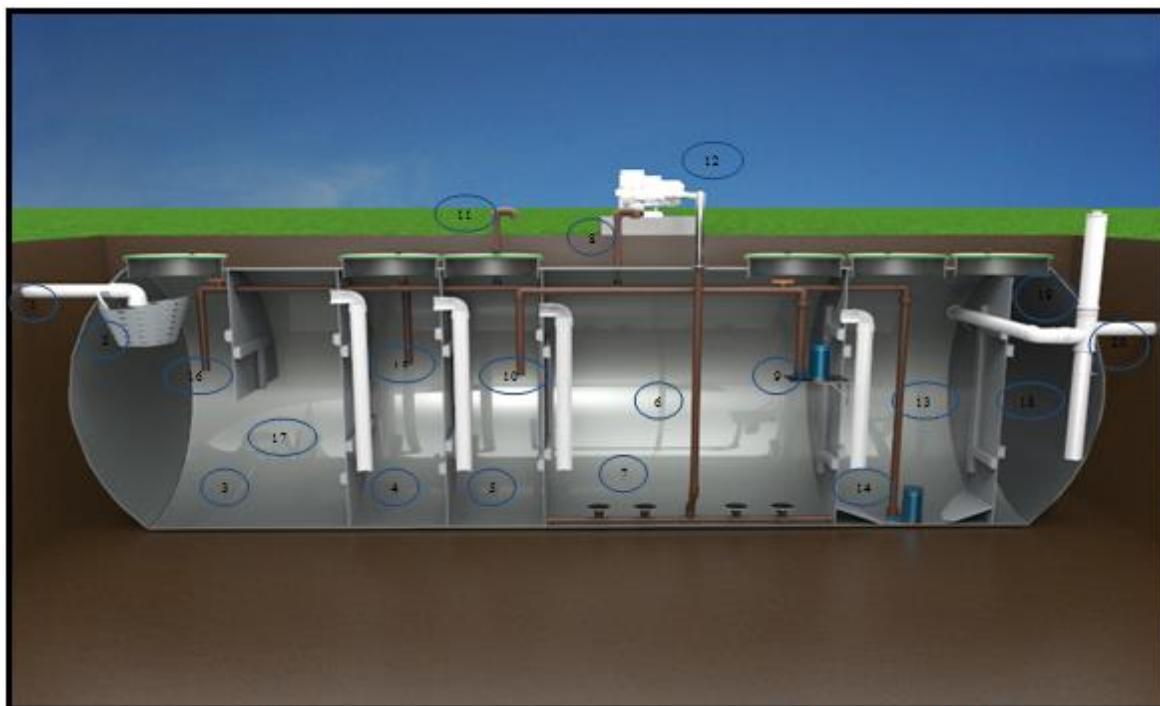
- Relação  $O_2/SS_b = 1,42 \text{ gDBO}_w/\text{gSS}_b$
- Relação  $DBO_w/DBO_5 = 1,46 \text{ gDBO}_w/\text{gDBO}_5$
- Relação  $SSV/SS$  ou  $X_v/X$  : 0,80 ou 80%
- Relação  $SSV/SS$  ou  $X_v/X$  no efluente final após  $\Theta_c = 9$  dias: 0,77 x ou 77%
- $SSV/SS$  no esgoto bruto: = 0,8
- $SS_b/SSV$  no esgoto bruto: = 0,6
- $SSV/SS$  ao gerar os sólidos: = 0,9
- Fração biodegradável dos sólidos voláteis, gerados recentemente,  $\Theta_c = 0$ :  
 $f_b' = 0,80 \text{ KgSSb/KgSSv}$

Dados de projeto:

- Vazão afluyente:  $Q_{méd} = 140,01 \text{ m}^3/\text{dia}$
- Razão de recirculação de lodo:  $R_{lodo} = Q_r/Q_o = 0,6$  (NBR 12209/92 – concentração SSTA =  $3500 \text{ mg/m}^3$ )
- Cargas afluentes:  $CDBO = 80,64 \text{ Kg DBO}/\text{dia}$   
 $CSS = 20,97 \text{ Kg SS}/\text{dia}$   
 $CNTK = 7,68 \text{ KgNTK}/\text{dia}$
- Concentrações afluentes:  $DBO$  ou  $S_o = 0,320 \text{ Kg DBO}/\text{m}^3$   
 $SS = 0,083 \text{ Kg SS}/\text{m}^3$   
 $NTK = 0,030 \text{ KgNTK}/\text{m}^3$
- $SSV$  no líquido contido no reator aeróbio:  $X_v = 3500 \text{ mg/l} = 3,5 \text{ Kg/m}^3$  (LA convencional)
- $SS$  no líquido contido no reator aeróbio:  $X = X_v / 0,8 = 4375 \text{ mg/l} = 4,38 \text{ Kg/m}^3$
- Temperatura padrão de projeto:  $20^\circ\text{C}$
- Rendimento esperado: redução de substratos no tratamento biológico: 93%  
redução de sólidos no tratamento biológico: 60%

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.



- |                                        |                                               |
|----------------------------------------|-----------------------------------------------|
| 1. Entrada de efluente bruto           | 11. Saída de nitrogênio gasoso                |
| 2. Cesto de gradeamento                | 12. Soprador radial                           |
| 3. Decantador primário                 | 13. Decantador secundário                     |
| 4. Reator <del>aneróbio</del>          | 14. Bomba de recirculação de lodo ativado     |
| 5. Reator <del>anóxico</del>           | 15. Recirculação de lodo ativado              |
| 6. Reator aeróbio                      | 16. Descarga de lodo para <del>digestão</del> |
| 7. Difusores de ar                     | 17. Digestão e adensamento do lodo            |
| 8. Suspiro aeróbio                     | 18. Tanque de contato                         |
| 9. Bomba de recirculação de nitrato    | 19. Dosador de hipoclorito de sódio           |
| 10. Recirculação de <del>nitrato</del> | 20. Saída de efluente tratado                 |

5.4.1.1 Sólidos em suspensão no efluente final (rendimentos esperados para o tratamento biológico):

Características de projeto para o efluente final:  $SS_e$

Sólidos solúveis afluentes ao reator:  $SS_0 = 83,2 \text{ mgSS/l}$

Rendimento esperado (redução de SS no tratamento biológico): 60%

SS no efluente final:  $SS_e = \frac{83,2 \times (100-60)}{100} = 33,28 \text{ mgSS/l}$  ou  $0,03 \text{ Kg/m}^3$

DBO<sub>5</sub> afluente ao reator:  $S_0 = 320 \text{ mgDBO/l}$

Rendimento esperado (tratamento biológico): 93%

DBO<sub>5</sub> no efluente final:  $S_e = \frac{320 \times (100-93)}{100} = 22,4 \text{ mgDBO/l}$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

Sólidos orgânicos ou voláteis:  $SS_{ve}$

Relação SSV/SS no efluente final após  $\Theta_c = 9$  dias: 0,77 (L.A. convencional com decantador primário)

$$SS_{ev} = 33,28 \times 0,77 \rightarrow SS_{ve} = 25,63 \text{ mg SSv/l}$$

Sólidos inorgânicos:  $SS_{ie}$

$$SS_{ei} = 33,28 \times (1 - 0,77) \rightarrow SS_{ie} = 7,65 \text{ mg SSi/l}$$

Sólidos orgânicos biodegradáveis:  $SS_{eb}$

Fração biodegradável dos sólidos voláteis:  $f_b$

$$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \cdot K_d \cdot \Theta_c}$$

Onde:

$f_b$  = fração biodegradável dos sólidos voláteis gerados no sistema (SSb/SSV) após um tempo de permanência no reator igual a idade do lodo:  $\Theta_c = 9$  dias<sup>-1</sup>

$f_b'$  = fração biodegradável dos sólidos voláteis (SSb/SSV) gerados no sistema imediatamente após a sua geração:  $f_b' = 0,80$  (adotado - ver quadro 2)

$$f_b = \frac{0,80}{1 + (1 - 0,80) \cdot 0,08 \cdot 9} \rightarrow f_b = 0,70 \text{ mgSSb/mgSSv}$$

$$SS_{eb} = SS_{ev} \times f_b$$

$$SS_{eb} = 25,63 \times 0,7 \rightarrow SS_{eb} = 17,94 \text{ mgSSb/l}$$

$DBO_5$  em suspensão:  $DBO_{5s}$

$$DBO_{5s} = \frac{(O_2/SS_b) \cdot SS_{eb}}{DBO_u/DBO_5} \rightarrow DBO_{5s} = \frac{1,42 \times 17,94}{1,46} \rightarrow DBO_{5s} = 17,45 \text{ mgDBO}_{5s}/l$$

$DBO_5$  solúvel máxima:  $DBO_{5sm}$

$$DBO_{5sm} = DBO_5 - DBO_{5s} \rightarrow DBO_{5sm} = 22,4 - 17,45 = 4,95 \text{ mgDBO}_{5sm}/l$$

5.4.1.2 Eficiência do sistema na remoção de DBO (decantador primário+etapa biológica):

$$E = \frac{(DBO_{afl} - DBO_{efl}) \times 100}{DBO_{afl}}$$

$$E = \frac{(400 - 22,4) \times 100}{400} \rightarrow E = 94,4\%$$

5.4.1.3 Carga de DBO removida na etapa biológica:

$$S_r = Q_{méd} \times (DBO_{tot afl} - DBO_{sol efl})$$

$$S_r = 140,01 \text{ m}^3/\text{dia} \times \frac{(320 - 4,95)}{1000} \text{ Kg/m}^3 \rightarrow S_r = 44,11 \text{ Kg/dia}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

5.4.1.4: Idade do lodo em função do crescimento das bactérias nitrificantes e das condições ambientais no reator:

QUADRO 4:

Valores típicos das taxas e dos coeficientes cinéticos e estequiométricos da nitrificação e da desnitrificação.

| Etapa           | Coeficiente ou taxa                              | Unidade                                             | Faixa ou valores típicos |
|-----------------|--------------------------------------------------|-----------------------------------------------------|--------------------------|
| Nitrificação    | Taxa espec. crescim. nitrif. $\mu_{\max}$ (20°C) | d <sup>-1</sup>                                     | 0,3 - 0,7                |
|                 | Coef. Saturação $K_N$ (amônia)                   | mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /l                   | 0,5 - 1,0                |
|                 | Coef. Saturação $K_o$ (oxigênio)                 | mgO <sub>2</sub> /l                                 | 0,4 - 1,0                |
|                 | Coef. Temperatura $\Theta$ para $\mu_{\max}$     | -                                                   | 1,10                     |
|                 | Coef. produção nitrif. $Y_N$                     | mg células/mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> oxid.     | 0,05 - 0,10              |
|                 | Consumo de O <sub>2</sub>                        | mgO <sub>2</sub> /mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup>    | 4,57                     |
|                 | Consumo de alcalinidade                          | mgCaCO <sub>3</sub> /mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> | 7,10                     |
| Desnitrificação | Taxa de desnitrif. TDE - 1ª zona anóxica         | mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /mgSSv.d             | 0,03 - 0,11              |
|                 | Taxa de desnitrif. TDE - 2ª zona anóxica         | mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /mgSSv.d             | 0,015 - 0,045            |
|                 | Fração de amônia no lodo excedente               | mgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> / mgSSv              | 0,12                     |
|                 | Coef. Temperatura para taxa desnitrif $\Theta$   | -                                                   | 1,08 - 1,09              |
|                 | Economia de O <sub>2</sub>                       | mgO <sub>2</sub> /mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup>    | 2,86                     |
|                 | Economia de alcalinidade                         | mgCaCO <sub>3</sub> /mgNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> | 3,50                     |

Fonte: Eckenfelder & Argaman (1978), Arceivala (1981), Barnes & Bliss (1983), Sedlak (1991), Metcalf & Eddy (1991), Randall et al (1992) EPA (1993) e Orhon & Artan (1994).

Considerações de Projeto - NBR 12209/1992:

REATOR:

- O projeto prevê o arranjo com pré-desnitrificação (tanque anóxico antes do reator);
- No reator, 25% do volume total são ocupados pela zona anóxica e 75 % são ocupados pela zona aeróbia:
  - ⎧ Fração do reator como zona anóxica: 0,25;
  - ⎧ Fração do reator como zona aeróbia: 0,75;
- Tempo de detenção hidráulica zona anóxica:  $T_{dh_{za}} = 0,5$  a 2,5 h;
- Relação entre a taxa de remoção da DBO em condições anóxicas e em condições aeróbias:  $K_n = 0,7$
- Razão de recirculação de lodo:  $R = 0,6$  (concentração SSTA = 3500 mg/m<sup>3</sup> – NBR 12209/92)
- Recirculação interna da zona aeróbia (líquido nitrificado) para a anóxica:  $R_{int} = 3$
- Concentração de NTK após decantação primária (afluente ao reator): NTK = 29,6 mg/litro;
- Concentração de NTK após tratamento biológico completo: NTK<sub>e</sub> = 2 mg/litro (desejado);
- Concentração de OD no reator: OD = 2 mg/l
- pH no reator: pH = 6,9

TAXAS E COEFICIENTES DA NITRIFICAÇÃO: (ver quadro 4 – pg18)

- Taxa de crescimento específico máxima (20°C):  $\mu_{\max} = 0,50$  d<sup>-1</sup>
- Coeficiente de saturação de amônia:  $K_N = 0,70$  mgN/l
- Coeficiente de saturação de oxigênio:  $K_o = 0,8$  mgO<sub>2</sub>/l
- Coeficiente de produção específica (de bactérias nitrificantes):  $Y_N = 0,08$  gNitrif/gNH<sub>4</sub><sup>+</sup> oxidada
- Coeficiente de temperatura para  $\mu_{\max}$ :  $\Theta = 1,10$
- Demanda de O<sub>2</sub> para nitrificação:  $dmO_2 = 4,57$  gO<sub>2</sub>/gNH<sub>4</sub><sup>+</sup> oxidada

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

TAXAS E COEFICIENTES DA DESNITRIFICAÇÃO: (ver quadro 4 – pg18)

- Taxa de desnitrificação na zona anóxica (20 °C): TDE = 0,08 KgNO<sub>3</sub><sup>-</sup>/KgSSV.d
- Coeficiente de temperatura para taxa de desnitrificação:  $\Theta = 1,09$
- Produção de O<sub>2</sub> para desnitrificação: pO<sub>2</sub> = 2,85 gO<sub>2</sub>/gNO<sub>3</sub><sup>-</sup> reduzido
- Fração de NTK no lodo exedente: F<sub>NTK</sub> = 0,12 kgNTK/KgSSV.d

**a) Cálculo do efeito integrado das condições ambientais no reator, para a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes ( $\mu_{\max}$ ):**

$\mu_{\max} = 0,5 \text{ d}^{-1}$  (taxa máxima de crescimento para as bactérias nitrificantes em condições ideais)

NTK<sub>er</sub> = 2 mg/l (concentração desejada para o efluente do reator biológico);

Efeito da concentração de NTK no reator (a mesma desejada para o efluente do reator):

$$\mu = \mu_{\max} \times \frac{\text{NTK}_{\text{er}}}{K_N + \text{NTK}_{\text{er}}} = 0,5 \times \frac{2}{0,7 + 2} \rightarrow \mu = 0,37 \text{ d}^{-1}$$

Fator de correção de  $\mu_{\max} = 0,37/0,5 = 0,74$

Efeito da concentração de OD no reator:

$$\mu = \mu_{\max} \times \frac{\text{OD}}{K_o + \text{OD}} = 0,5 \times \frac{2}{0,8 + 2} \rightarrow \mu = 0,36 \text{ d}^{-1}$$

Fator de correção de  $\mu_{\max} = 0,36/0,5 = 0,72$

Efeito do pH no reator:

Segundo Downing (1978), a taxa de desnitrificação é máxima na faixa de pH entre 7,2 e 8,0. Em pH mais baixos  $\mu_{\max}$  decresce com o pH de acordo com a seguinte relação:

$$\mu_{\max\text{pH}} = \mu_{\max} \times [1 - 0,83 \times (7,2 - \text{pH})]$$

Considerando um pH médio no reator de: pH = 6,9

$$\mu_{\max\text{pH}} = 0,5 \times [1 - 0,83 \times (7,2 - 6,9)] = 0,38$$

Fator de correção de  $\mu_{\max} = 0,38/0,5 = 0,76$

Efeito da temperatura (T):

$$\mu_{\max(T)} = \mu_{\max(20^\circ\text{C})} \cdot \Theta^{(T-20)} \rightarrow \mu_{\max(20^\circ\text{C})} = \mu_{\max(20^\circ\text{C})} \cdot \Theta^{(20-20)} \rightarrow \mu_{\max(20^\circ\text{C})} = 0,5 \cdot 1 = 0,5$$

Fator de correção de  $\mu_{\max} = 0,5/0,5 = 1$

OBS: como a temperatura no interior do reator, considerada em projeto, é de 20°C, ou seja, a mesma temperatura considerada para a taxa máxima de crescimento das bactérias nitrificantes, não há necessidade de correção para esta variável ou seja, o fator de correção é igual a 1.

Efeito integrado das condições ambientais:

$$\text{Fator de correção de } \mu_{\max}: f_{\text{cN}} = 0,74 \times 0,72 \times 0,76 \times 1 = 0,4$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

- b) Taxa de crescimento específico das bactérias nitrificantes nas condições ambientais consideradas em projeto:  $\mu$ .

$$\mu = f_{cN} \times \mu_{\max} \text{ d}^{-1} \rightarrow \mu = 0,4 \times 0,5 = 0,20 \text{ d}^{-1}$$

- c) Idade do lodo mínima requerida para nitrificação total:

$$\text{Idade mínima do lodo: } \Theta_{c_{\min}} = \frac{1}{\mu} \rightarrow \Theta_{c_{\min}} = \frac{1}{0,20} \rightarrow \Theta_{c_{\min}} = 5 \text{ dias}$$

- A idade do lodo deve ser maior ou igual a 5 dias.
- Considerando, para o projeto, um coeficiente de segurança de 1,8, tem-se:  $\Theta_c = 5 \times 1,8 = 9 \text{ dias}$

## 5.4.1.5 Volume do reator:

$$V_r = \frac{Y \cdot \Theta_c \cdot S_r}{X_v \cdot (1 + f_b \cdot K_d \cdot \Theta_c)} \rightarrow V_r = \frac{0,6 \times 9 \times 44,11}{3,5 \times (1 + 0,7 \times 0,08 \times 9)}$$

$$V_r = 45,25 \text{ m}^3$$

OBS: O volume do reator calculado ( $V_r$ ) será ocupado pelas etapas de desnitrificação e nitrificação, sendo 25% do volume útil ocupado pela zona anóxica e 75% pela zona aeróbia respectivamente. Como a remoção da DBO é mais lenta na zona anóxica, este volume deve ser corrigido proporcionalmente.

- a) Correção do volume do reator e das idades do lodo, considerando a taxa de remoção da DBO, que é 70% mais lenta na zona anóxica do que na zona aeróbia:

(ver quadro 3 - Relação taxa remoção da DBO zona anóxica/zona aeróbia = 0,70)

$$V_{r_{\text{corrigido}}} = \frac{V_r \times (F_{\text{anox}} + F_{\text{aer}})}{(0,7 \times F_{\text{anox}} + F_{\text{aer}})} \rightarrow \text{fator de correção: } f_{c_{\text{DBO}}} = \frac{(F_{\text{anox}} + F_{\text{aer}})}{(0,7 \times F_{\text{anox}} + F_{\text{aer}})} = \frac{(0,25 + 0,75)}{(0,7 \times 0,25 + 0,75)}$$

$$f_{c_{\text{DBO}}} = 1,0811$$

## Correção do volume do reator:

$$V_{\text{cor}} = 45,25 \times 1,0811$$

$$V_{\text{cor}} = 48,92 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{anox}} = F_{\text{anox}} \times V_{\text{total}} = 0,25 \times 48,92 = 12,23 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{aer}} = F_{\text{aer}} \times V_{\text{total}} = 0,75 \times 48,92 = 36,69 \text{ m}^3$$

O tempo total de detenção hidráulica nas zonas anóxica e aeróbia é:

$$t_{\text{aer}} = V_{\text{total}} / Q_{\text{méd}} = 48,92 \text{ m}^3 / 5,83 \text{ m}^3/\text{h} = 8,39 \text{ h}$$

Os tempos de detenção em cada um dos compartimentos anóxico e aeróbio, respectivamente são:

$$T_{\text{anox}} = 0,25 \times 8,39 = 2,1 \text{ h}$$

$$T_{\text{aer}} = 0,75 \times 8,39 = 6,29 \text{ h}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

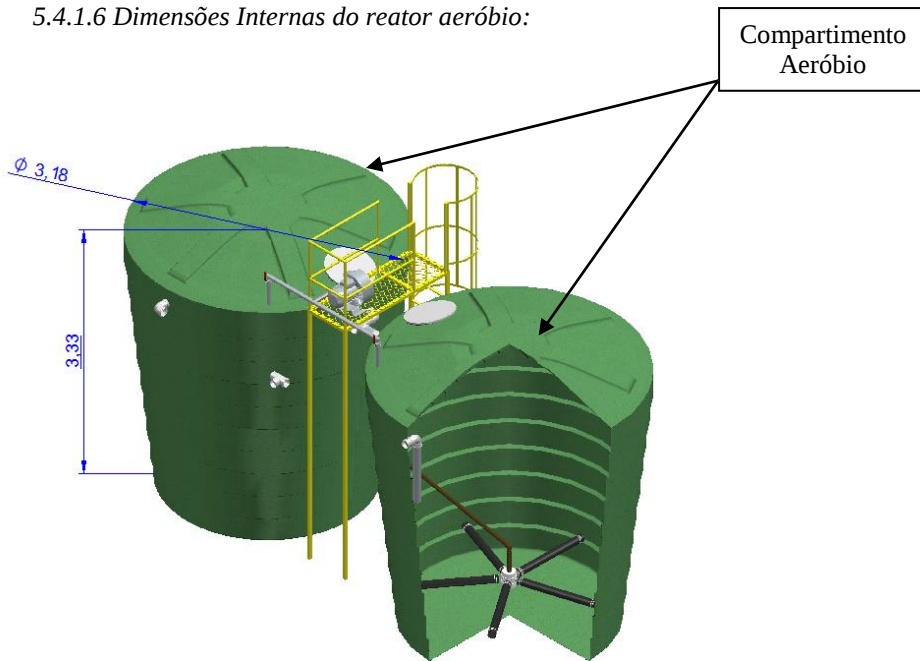
Correção das idades do lodo total e aeróbia:

$$\text{Idade do lodo total} = \frac{9 \text{ dias} \times (0,25 + 0,75)}{(0,7 \times 0,25 + 0,75)} = 9,73 \text{ dias}$$

Idades do lodo total e aeróbia:

$$\text{Idade do lodo} \begin{cases} \text{Total: } 9,73 \text{ dias} \\ \text{Aeróbia: } 9,73 \text{ dias} \times 0,75 = 7,3 \text{ dias} \end{cases}$$

5.4.1.6 Dimensões Internas do reator aeróbio:



Dimensões internas do tanque Aeróbio:

|                 |                        |
|-----------------|------------------------|
| Diâmetro A      | = 3,20 m               |
| Diâmetro B      | = 2,53 m               |
| Altura          | = 3,30 m               |
| Volume Unitário | = 20,00 m <sup>3</sup> |
| Volume Total    | = 40,00 m <sup>3</sup> |

5.4.1.7 Taxa de utilização do substrato:

$$U = \frac{Q \cdot (S_0 - S)}{V_r \cdot X_v} \rightarrow U = \frac{S_r}{V_r \cdot X_v}$$

$$U = \frac{44,11}{48,92 \times 3,5} \rightarrow U = 0,26 \text{ KgDBO}_5/\text{KgSSvTA} \cdot \text{dia}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.4.1.8 Relação A/M:

$$A/M = \frac{Q \cdot S_p}{V_r \cdot X_v} \rightarrow A/M = \frac{140,01 \times 0,32}{48,92 \times 3,5} \rightarrow A/M = 0,26 \text{ KgDBO}_5/\text{KgSSv}$$

## 5.4.1.9 Distribuição, produção e consumo de sólidos no reator:

Cargas diárias afluentes ao reator:

- Carga de SS:  $C_x = 20,97 \text{ KgSS/dia}$
- Carga de SSv:  $C_{xv} = C_x \cdot (\text{relação SSv/SS no esgoto bruto}) = 20,97 \times 0,8 = 16,78 \text{ KgSSv/dia}$
- Carga de SSb:  $C_{xb} = C_{xv} \cdot (\text{relação SSb/SS no esgoto bruto}) = 16,78 \times 0,6 = 10,07 \text{ KgSSb/dia}$
- Carga de SSnb:  $C_{xnb} = C_{xv} - C_{xb} = 16,78 - 10,07 = 6,71 \text{ KgSSnb/dia}$
- Carga de SSi:  $C_{xi} = C_x - C_{xv} = 20,97 - 16,78 = 4,19 \text{ KgSSi/dia}$

Produção diária de sólidos biológicos no reator:

- Produção de SSv:  $P_{xv} = Y \cdot S_r = 0,6 \times 44,11 = 26,47 \text{ KgSSv/dia}$
- Produção de SS:  $P_x = P_{xv} / (\text{relação SSv/SS ao gerar os sólidos}) = 26,47 / 0,9 = 29,41 \text{ KgSS/dia}$
- Produção de SSb:  $P_{xb} = P_{xv} \cdot f_b = 26,47 \times 0,7 = 18,53 \text{ KgSSb/dia}$
- Produção de SSnb:  $P_{xnb} = P_{xv} - P_{xb} = 26,47 - 18,53 = 7,94 \text{ KgSSnb/dia}$
- Produção de SSi:  $P_{xi} = P_x - P_{xv} = 29,41 - 26,47 = 2,94 \text{ KgSSi/dia}$

- SSb destruídos na respiração endógena:

$$P_{xb_{dest}} = \frac{P_{xb} \cdot K_d \cdot \Theta_c}{1 + f_b \cdot K_d \cdot \Theta_c} \rightarrow P_{xb_{dest}} = \frac{18,53 \times 0,08 \times 9}{1 + 0,7 \times 0,08 \times 9} \rightarrow P_{xb_{dest}} = 8,87 \text{ KgSSb/dia}$$

- SSb remanescentes (produção líquida):

$$P_{xb_{liq}} = P_{xb} - P_{xb_{dest}} \rightarrow P_{xb_{liq}} = 18,53 - 8,87 = 9,66 \text{ KgSSb/dia}$$

- SSv remanescentes (produção líquida):

$$P_{xv_{liq}} = P_{xb_{liq}} + P_{xnb} \rightarrow P_{xv_{liq}} = 9,66 + 7,94 = 17,60 \text{ KgSS/dia}$$

## 5.4.1.10 Remoção de lodo excedente:

- Carga diária de SS totais no sistema (afluente ao reator + produzido no reator):

$$C_{x_{total}} = C_x + P_x \rightarrow C_{x_{total}} = 20,97 + 29,41 = 50,38 \text{ KgSS/dia}$$

- Carga diária de SS no efluente final:

$$CSS_e = Q_{méd} \cdot SS_e \rightarrow CSS_e = 140,01 \text{ m}^3/\text{dia} \times 0,033 \text{ KgSS/m}^3 = 4,66 \text{ KgSS/dia}$$

- Carga diária de SS (lodo excedente) a ser removida do sistema:

$$CSS_{rem} = C_{x_{total}} - CSS_e \rightarrow CSS_{rem} = 50,38 - 4,66 = 45,72 \text{ KgSS/dia}$$

- Concentração de SS no reator:

$$X_r = X_v / (SSv/SS) \rightarrow X_r = 3,5 / 0,80 = 4,38 \text{ KgSS/m}^3$$

- Concentração de SS Na linha de recirculação de lodo:

$$SS_{lr} = X_r \cdot (1 + 1/R) \rightarrow SS_{lr} = 4,38 \times (1 + 1/0,6) = 11,68 \text{ KgSS/m}^3$$

- Vazão volumétrica diária de descarga de lodo:

$$Q_{dl} = CSS/SS_{lr} \rightarrow Q_{dl} = 45,72/11,68 = 3,91 \text{ m}^3/\text{dia}$$

- Vazão volumétrica diária de recirculação de lodo:

$$Q_{rl} = Q_o \cdot R \rightarrow Q_{rl} = 140,01 \times 0,60 = 84,01 \text{ m}^3/\text{dia}$$

## 5.4.2 Tanque Anóxico (compartimento de desnitrificação):

### a) Fração de NTK a ser oxidado:

- Fração de NTK no lodo excedente:  $F_{NTK} = 0,12 \text{ kgNTK/KgSSV.d}$
- $P_{xvli} = 17,60 \text{ KgSS/dia}$  (produção líquida de lodo no reator ou lodo excedente, que deve ser descartado)

Carga de NTK a ser oxidada (disponível no reator):

Carga de NTK afluente ao reator (efluente do decantador primário):  $CNTK_e = 7,56 \text{ KgNTK/d}$

Carga de NTK efluente do reator  $= Q \times NTK_{er} = 140,01 \times 2/1000 = 0,28 \text{ Kg/d}$

Carga de NTK no lodo excedente  $= F_{NTK} \times P_{xvliq}$   
 $= 0,12 \times P_{xvli} = 0,12 \times 17,6 = 2,112 \text{ KgNTK/d}$

Carga de NTK a ser oxidado:  $NTK_{ox} = NTK_{afluente} - (NTK_{efluente} + NTK_{lodo\ excedente})$

$$NTK_{ox} = 7,56 - (0,28 + 2,112) = 5,17 \text{ Kg/d}$$

### b) Produção de bactérias nitrificantes:

$$P_{xN} = Y_N \times NTK_{ox} = 0,08 \times 5,17 = 0,414 \text{ Kg } X_N/d$$

Relação  $f_N$

$$f_N = \frac{P_{xN}}{P_{xvliq}} = \frac{0,414}{17,6} = 0,024 \text{ g}X_N/\text{g}X_V$$

As bactérias nitrificantes representam 2,40% da biomassa total.

Cálculo da taxa de nitrificação:

$$\frac{\Delta NTK}{\Delta T} = \frac{f_N \times X_V \times \mu_N}{Y_N} = \frac{0,024 \times 3500 \times 0,2}{0,08} = 210 \text{ gNTK/m}^3\text{d}$$

Cálculo da carga de NTK passível de ser oxidada (em função da taxa de nitrificação):

$$L_{NTK} = \frac{V_{aer} \times \Delta NTK}{\Delta T} = \frac{36,69 \times 210}{1000} = 7,7 \text{ KgNTK/d}$$

O valor calculado foi maior que 5,17 Kg/d que é a carga diária de nitrogênio a ser oxidada, calculada anteriormente. Portanto 5,17 Kg/d é a carga passível de ser oxidada, já que é a carga disponível no reator.

### c) Concentração de NTK efluente do reator:

Cálculo das cargas NTK:

$$\text{Carga de NTK efluente} = NTK_{afluente} - NTK_{passivel\ de\ ser\ oxidado} - NTK_{lodo\ excedente}$$

$$\text{Carga de NTK efluente} = 7,56 - 5,17 - 2,112 = 0,28 \text{ Kg/d}$$

$$NTK_{er} = \frac{\text{Carga efluente}}{\text{Vazão}} = \frac{0,28 \times 1000}{140,01} = 2,00 \text{ mgNTK/l}$$

OBS: O valor calculado para a concentração de NTK no líquido efluente do reator está maior do que o valor estimado anteriormente, de 2 mgNTK/l, portanto espera-se uma concentração de 2 mgNTK/l no efluente final

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## d) Eficiência de remoção de NTK:

Cálculo da eficiência na remoção de NTK:

$$\text{ErNTK} = (\text{NTK}_0 - \text{NTK}_e) / \text{NTK}_0 = 37 - 2 / 37 = 0,95 \text{ ou } \text{ErNTK} = 95\%$$

## e) Massa de SSV na zona anóxica:

$$\text{Massa SSV}_{\text{anóx}} = V_{\text{anóx}} \times X_v / 1000$$

$$\text{Massa SSV}_{\text{anóx}} = 12,23 \times 3,5 = 42,81 \text{ Kg SSV}$$

## f) Recirculação dos nitratos á zona anóxica:

$$\text{Razão de recirculação total : } R_{\text{total}} = R_{\text{lodo}} + R_{\text{int}} = 0,6 + 3 = 3,6$$

## g) Cargas de nitrato

Carga de  $\text{NO}_3^-$  produzido na zona aeróbia = carga de NTK oxidado = 5,17 kg/d

Carga de  $\text{NO}_3^-$  recirculado á zona anóxica pelo retorno de lodo:

$$\text{CNO}_{3\text{rl}} = 5,17 \times R_{\text{lodo}} / (R_{\text{tot}} + 1) \rightarrow \text{CNO}_{3\text{r}} = 5,17 \times 0,6 / (3,6 + 1) = 0,674 \text{ kg/d}$$

Carga de  $\text{NO}_3^-$  recirculado á zona anóxica pela recirculação interna:

$$\text{CNO}_{3\text{ri}} = 5,17 \times R_{\text{in}} / (R_{\text{total}} + 1) \rightarrow \text{CNO}_{3\text{ri}} = 5,17 \times 3 / (3,6 + 1) = 3,372 \text{ kg/d}$$

$$\text{Carga de } \text{NO}_3^- \text{ total recirculado: } \text{CNO}_{3\text{tot}} = 0,674 + 3,372 = 4,046 \text{ Kg/d}$$

Carga de  $\text{NO}_3^-$  passível de redução na zona anóxica:

$$\text{CNO}_{3\text{red}} = \text{TDE} \times \text{massa SSV}_{\text{anox}} \rightarrow \text{TDE} = 0,08 \text{ KgNO}_3^-/\text{KgSSv.d}$$

$$\text{CNO}_{3\text{red}} = 0,08 \times 42,81 = 3,42 \text{ KgNO}_3^-/\text{d}$$

$3,42 \text{ KgNO}_3^-/\text{d} < 4,046 \text{ Kg/d} \rightarrow$  então a carga de nitrato a ser reduzida será a carga de  $\text{NO}_3^-$  passível de oxidação, ou seja:  $\text{CNO}_{3\text{tot}} = 3,42 \text{ Kg/d}$

OBS: considerada uma taxa de desnitrificação específica,  $\text{TDE} = 0,08$ , ou seja, um valor entre 0,03 e 0,11  $\text{mgNO}_3^-/\text{mgSSv.d}$  (ver quadro 4), sendo que não há necessidade de correção desta taxa em função da temperatura, já que a temperatura de projeto é de  $20^\circ\text{C}$ , ou em função da concentração de oxigênio dissolvido já que, para projeto, a zona anóxica é considerada isenta de oxigênio dissolvido.

**Carga de nitrato efluente:**  $\text{CNO}_{3\text{e}}$

$\text{CNO}_{3\text{e}} = \text{carga de } \text{NO}_3^- \text{ produzido} - \text{carga de } \text{NO}_3^- \text{ reduzido}$

carga de  $\text{NO}_3^-$  produzido = carga de NTK oxidado

$$\text{CNO}_{3\text{e}} = \text{NTKox} - \text{CNO}_{3\text{tot}} \rightarrow \text{CNO}_{3\text{e}} = (5,17 - 4,046) \text{ kg/d} = 1,124 \text{ Kg/d}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## h) Concentração de nitrato efluente do reator:

$$\text{NO}_3^- = \frac{\text{carga efluente}}{\text{Vazão}} = \frac{1,124 \times 1000}{140,01} = 8,03 \text{ mg NO}_3^-/\text{l}$$

## i) Eficiência de remoção do nitrato formado: ErNO

$$\text{ErNO} = \frac{\text{carga NO}_3 \text{ produzida} - \text{carga NO}_3 \text{ efluente}}{\text{carga NO}_3 \text{ produzida}} \rightarrow \text{ErNO} = \frac{4,046 - 1,124}{4,046}$$

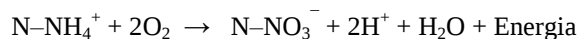
$$\text{ErNO} = 0,72 \text{ ou } \text{ErNO} = 72\%$$

## j) Eficiência de remoção de nitrogênio total: ENt

$$\text{ENt} = \frac{\text{NTK}_0 - (\text{NTK}_e + \text{NO}_{3e})}{\text{NTK}_0} = \frac{37 - (2 + 8,03)}{37} \rightarrow \text{ENt} = 0,73 \text{ ou } \text{ErNt} = 73\%$$

## k) Consumo de oxigênio para oxidação do NTK: CsO<sub>2</sub>

Reação global da nitrificação:



Relação estequiométrica: oxigênio consumido x nitrogênio oxidado

|        | N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>     | 2O <sub>2</sub>                                      |
|--------|------------------------------------|------------------------------------------------------|
| PM:    | 14                                 | 4 x 16 = 64                                          |
| Massa: | 1Kg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> | CsO <sub>2</sub> / Kg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> |

$$\text{CsO}_2 / \text{Kg N-NH}_4^+ = \frac{1\text{Kg N-NH}_4^+ \times 64}{14} \rightarrow \text{CsO}_2 / \text{Kg N-NH}_4^+ = 4,57 \text{ KgO}_2/\text{Kg N-NH}_4^+$$

Consumo de O<sub>2</sub> para nitrificação:

$$\text{CsO}_2 = 4,57 \times \text{carga de NTK oxidado}$$

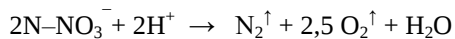
$$\text{CsO}_2 = 4,57 \times 5,17 = 23,63 \text{ Kg O}_2/\text{d}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## l) Economia de oxigênio resultante da redução do nitrato (liberação de O<sub>2</sub> para a massa líquida): EcO<sub>2</sub>

Reação global da redução:



Relação estequiométrica: nitrogênio reduzido x oxigênio liberado

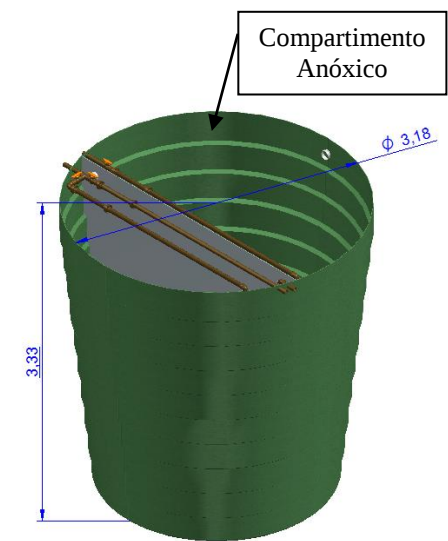
|        | $2\text{N-NO}_3^-$ | $2,5 \text{O}_2^{\uparrow}$          |
|--------|--------------------|--------------------------------------|
| PM:    | $2 \times 14 = 28$ | 80                                   |
| Massa: | 1Kg N <sub>2</sub> | EcO <sub>2</sub> / Kg N <sub>2</sub> |

$$\text{EcO}_2 / \text{KgN-NO}_3^- = \frac{1\text{KgN-NO}_3^- \times 80}{28} \rightarrow \text{EcO}_2 / \text{KgN-NO}_3^- = 2,86 \text{ KgO}_2 / \text{KgN-NO}_3^-$$

Economia de O<sub>2</sub> com a redução de nitrato = 2,86 x Carga de NO<sub>3</sub><sup>-</sup> a ser reduzido

$$\text{EcO}_2 = 2,86 \times 4,046 = 11,572 \text{ KgO}_2 / \text{dia}$$

## m) Dimensões Internas do Compartimento Anóxico:



### Dimensões internas do tanque Anóxico:

|                 |                        |
|-----------------|------------------------|
| Diâmetro A      | = 3,20 m               |
| Diâmetro B      | = 2,53 m               |
| Altura          | = 3,30 m               |
| Volume Unitário | = 13,00 m <sup>3</sup> |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.4.3 Tanque Anaeróbio (compartimento de remoção de fósforo):

QUADRO 5:

Valores típicos das taxas e dos coeficientes cinéticos e estequiométricos utilizados na modelagem de remoção biológica de fósforo.

| Coefficiente ou taxa                                          | Unidade                  | Faixa ou valores típicos                                      |
|---------------------------------------------------------------|--------------------------|---------------------------------------------------------------|
| Fração rapidamente biodegradável da DQO afluente ( $f_{rb}$ ) | -                        | 0,15 – 0,30 (esgoto bruto)                                    |
| Relação DQO/DBO <sub>5</sub> no afluente                      | mgDQO/mgDBO <sub>5</sub> | 1,7 – 2,4                                                     |
| Coefficiente de produção celular (Y)                          | mgSSV/mgDBO <sub>5</sub> | 0,4 – 0,8                                                     |
| Coef. Resp. endógena dos SS biodegradáveis (K <sub>d</sub> )  | d <sup>-1</sup>          | 0,08 – 0,09                                                   |
| Fração biodegradável dos SSV ( $X_b/X_v$ ) . (fb)             | mgSSb/mgSSv              | 0,55 – 0,70 (lodo ativ. Conv.)<br>0,40 – 0,65 (aeração prol.) |
| Relação SSV/SS ( $X_v/X$ )                                    | mgSSv/mgSS               | 0,70 – 0,85 (lodo ativ. Conv.)<br>0,60 – 0,75 (aeração prol.) |

Fontes: WRC (1994), Von Sperling (1996a, 1996b)

Considerações de Projeto - NBR 12209/1992:

Dados de projeto:

- Vazão afluente:  $Q_{méd} = 140,01 \text{ m}^3/\text{dia}$
- Concentração de fósforo no afluente ao reator (efluente do decant. Primário):  $P_{afl} = 12,75 \text{ mg/l}$
- Concentração de DBO no afluente ao reator:  $DBO_e = 320 \text{ mg/litro}$  ou  $0,32 \text{ Kg/m}^3$
- Relação DQO / DBO<sub>5</sub> no afluente:  $DQO / DBO_5 = 1,80$  (adotado – ver quadro 5)
- Fração rapidamente biodegradável da DQO afluente:  $f_{rb} = 0,25$  (adotado – ver quadro 5)

REATOR:

- Idade do lodo:  $\Theta_c = 9$  dias (calculado no item 5.4.1.4)
- Tempo de detenção hidráulica na zona anaeróbia:  $TDH_{zan} = 1,2 \text{ h.}$  (adotado - ver quadro 3)

Coefficientes cinéticos:

- Coeficiente de síntese celular:  $Y = 0,6 \text{ Kg SSV/Kg DBO}_5 \text{ removida}$
- Coeficiente de respiração endógena (autodestruição celular):  $K_d = 0,08 \text{ dia}^{-1}$

Relações entre Sólidos:

- Relação SSV/SS:  $SSV/SS = 0,80 \text{ mgSSv/mgSS}$
- Relação SS<sub>b</sub>/SSV:  $fb = 0,7 \text{ mgSSb/mgSSv}$  (calculado no item 5.4.1.1)

Concentrações no efluente final:

- DBO solúvel no efluente:  $S_e = 4,95 \text{ mgDBO}_5/\text{l}$
- Sólidos em suspensão:  $SS_e = 33,28 \text{ mgSS/l}$

Concentração de fósforo após a decantação primária: Fósforo:  $P_e = 12,75 \text{ mgP/l}$

### a) Volume da Zona Anaeróbia

TDH na zona anaeróbia:  $T_{anae} = 1,2 \text{ h.}$  (adotado - ver quadro 3)

O tempo de detenção hidráulica total é:

$$T_{total} = T_{anox} + T_{aer} + T_{anae}$$

$$T_{total} = 2,10 + 6,29 + 1,20 = 9,59 \text{ h}$$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

Calculo do volume do tanque anaeróbio:

$$V_{ana} = t_{ana} \times Q_0 = 7,00 \text{ m}^3$$

$$V_{ana} = 1,20 \text{ h} \times 5,83 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow V_{ana} = 7,00 \text{ m}^3$$

**b) Fração de fósforo nos sólidos em suspensão no reator:**

Fator de remoção do fósforo em excesso  $P_f$ : (segundo WRC, 1984 - adaptado de Von Sperling 2009)

$$P_f = (f_{rb} \times DQO - 25) \times f_{an}$$

onde:  $P_f$  = fator de capacidade para remoção de fósforo

$f_{rb}$  = fração rapidamente biodegradável (adotado  $f_{rb} = 0,25$  - ver quadro 5)

$f_{an}$  = fração mássica do lodo anaeróbio em relação aos sólidos no reator:

$$f_{an} = \frac{V_{ana} \cdot X}{V_{total} \cdot X} \rightarrow f_{an} = \frac{7,00}{48,92} \rightarrow f_{an} = 0,14$$

DQO = Demanda Química de Oxigênio afluente (calculado a partir da relação DQO/DBO<sub>5</sub>)  
(adotado DQO/DBO<sub>5</sub> = 1,8 - ver quadro 5)

DBO<sub>5</sub> efluente do decantador primário ou afluente ao reator = 320 mg/litro

$$DQO = 1,8 \times DBO_5 \rightarrow DQO = 1,8 \times 320 = 576 \text{ mg/litro}$$

$$P_f = (0,25 \times 576 - 25) \times 0,14 \rightarrow P_f = 16,66$$

Fração de fósforo na biomassa ativa  $P/X_a$ : (segundo WRC, 1984 - adaptado de Von Sperling 2009)

$$P/X_a = 0,35 - 0,29 \cdot e^{-0,242 \cdot P_f} \rightarrow P/X_a = 0,35 - 0,29 \cdot e^{-0,242 \cdot 16,66} \rightarrow P/X_a = 0,35 \text{ mgP/mgX}_a$$

Relação entre SS ativos e SS voláteis: ( $X_a/X_v = f_a$ )

A fração ativa dos sólidos voláteis, segundo (IAWPRC, 1987; WPCF/ASCE, 1992) é obtida pela equação:

$$f_a = \frac{1}{1 + (1 - f_b') \cdot K_d \cdot \Theta_c} \rightarrow f_a = \frac{1}{1 + (1 - 0,8) \times 0,08 \times 9} \rightarrow f_a = 0,87 \text{ mgX}_a/\text{mgX}_v$$

Fração de fósforo nos sólidos em suspensão voláteis:  $P/X_v$

$$P/X_v = f_a \cdot (P/X_a) = 0,87 \times 0,35 \rightarrow P/X_v = 0,3 \text{ mgP/mgSS}_v$$

Fração de fósforo nos sólidos em suspensão totais:  $P/X$

$$P/X = \left[ \frac{SS_v}{SS} \right] \cdot f_a \cdot (P/X_a) = 0,8 \times 0,87 \times 0,35 \rightarrow P/X = 0,24 \text{ mgP/mgSS}$$

obs: considerado um limite máximo de 7% (0,07) de fósforo nos sólidos em suspensão, conforme indicação da literatura especializada.

- Correção da fração de P nos sólidos em suspensão totais, considerando um limite máximo de 7%:  
 $P/X = 0,07 \text{ mgP/mgSS}$
- Correção de fração de P nos sólidos em suspensão voláteis, considerando um limite máximo de 7 % de P nos sólidos em suspensão efluente do reator biológico ( $X$  ou  $SS$ ):

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

$$P/X_v = (P/X) / (SS_v/SS) = 0,07 / 0,8 = 0,09 \text{ mgP/mgSSV}$$

## Remoções de fósforo:

- Concentração de P removida com o lodo excedente:  $P_{rem}$

$$P_{rem} = \frac{Y}{1 + f_p \times K_d \times \Theta_c} \times (P/X_v) \times (S_o - S) = \frac{0,6}{1 + 0,7 \times 0,08 \times 9,73} \times (0,09) \times (320 - 4,95)$$

$$P_{rem} = 11,31 \text{ mgP/l}$$

- Concentração de P solúvel no efluente final:  $P_{sol}$

$P_e$  = concentração de fósforo efluente do decantador primário

$P_{afl}$  = concentração de fósforo afluyente ao reator biológico

$$P_e = P_{afl} = 12,75 \text{ mgP/l}$$

$$P_{sol} = P_{afl} - P_{rem} = 12,75 - 11,31 \rightarrow P_{sol} = 1,44 \text{ mgP/l}$$

- Concentração de P nos sólidos solúveis do efluente final:  $P_{SS}$

$$P_{SS} = SS_e \times P/X_v = 33,28 \times 0,07 \rightarrow P_{SS} = 2,33 \text{ mgP/l}$$

- Concentração de P total no efluente final:  $P_t$

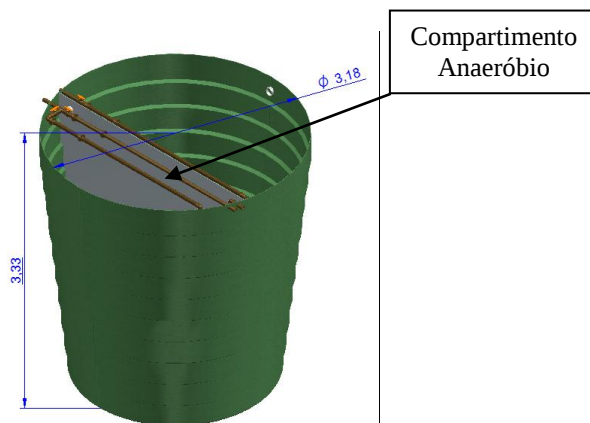
$$P_{efl} = P_{sol} + P_{SS} \rightarrow P_{efl} = 1,44 + 2,33 = 3,77 \text{ mgP/l}$$

## Eficiência de remoção de fósforo: $E_p$

$$E_p = \frac{(P_{afl} - P_{efl})}{P_{afl}} \times 100 = \frac{(12,75 - 3,77) \times 100}{12,75} \rightarrow E_p = 70\%$$

## c) Dimensões Internas do Compartimento Anaeróbio

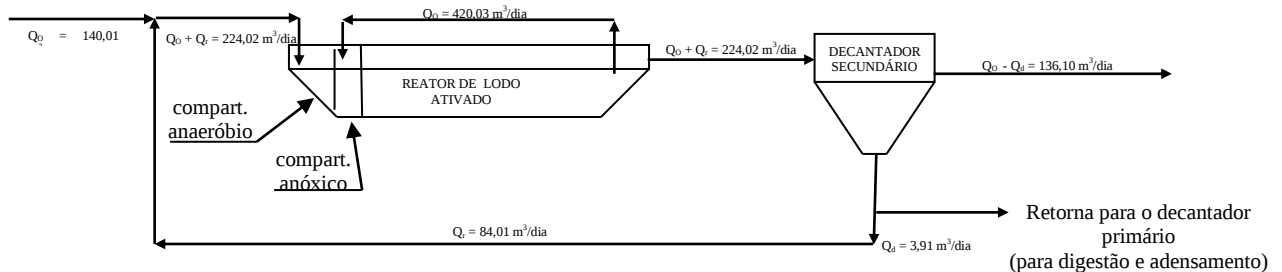
Volume do Reator, calculado conforme a geometria dos tanques:



## Dimensões internas do tanque Anaeróbio:

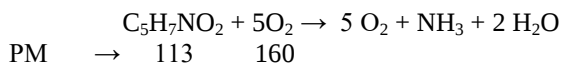
|                 |                       |
|-----------------|-----------------------|
| Diâmetro A      | = 3,20 m              |
| Diâmetro B      | = 2,53 m              |
| Altura          | = 3,30 m              |
| Volume Unitário | = 7,00 m <sup>3</sup> |

## Balço Material dos Fluxos



### Requisito de oxigênio ( $RO_2$ ):

Segundo alguns autores, a matéria celular pode ser representada pela seguinte fórmula:  $C_5H_7NO_2$  (Hoover & Porges – 1952). Desta forma, para estabilização do material celular ( $X_b$ ), temos a seguinte relação estequiométrica:



$$O_2/X_b = 160/113 \rightarrow O_2/X_b = 1,42$$

OBS: a demanda última de oxigênio é igual ao consumo de oxigênio necessário para oxidação do material celular ( $DBO_u/X_b = O_2/X_b$ ).

$$a' = (DBO_u/DBO_5) - (DBO_u/X_b) \times Y = 1,46 - 1,42 \times 0,6 = 0,61 \text{ Kg } O_2/\text{Kg } DBO_5$$

$$b' = (DBO_u/X_b) \times f_b \times K_d = 1,42 \times 0,08 \times 0,7 = 0,08 \text{ Kg } O_2/\text{Kg } DBO_5$$

- 4,57 = Fração de oxigênio necessária para oxidação do nitrogênio amoniacal à nitrato (item 5.4.2 - K)

$$RO_2 = a' \times Q_0 \times (S_0 - S_e) + b' \times X_v \times V_{tr} + 4,57 \times Q_0 \times NTK \text{ a ser oxidada}$$

$$RO_2 = 0,61 \times 140,01 \times (0,32 - 0,02) + 0,08 \times 3,5 \times 48,92 + 4,57 \times 5,17$$

$$RO_2 = 62,741 \text{ Kg } O_2/\text{dia} \rightarrow RO_2 = 2,614 \text{ Kg } O_2/\text{hora} \text{ (24 horas/dia)}$$

### 5.4.4 Volume de ar necessário:

Quantidade de  $O_2$  no ar atmosférico: 21% de oxigênio

$$Rar = \frac{62,741 \times 100}{21} \rightarrow Rar = 298,767 \text{ Kg Ar/dia} \rightarrow 12,449 \text{ Kg Ar/hora}$$

- Densidade do ar  $\pm 1,3 \text{ Kg/m}^3$
- Vazão volumétrica de ar: vazão mássica / densidade
- Vazão volumétrica de ar requerida =  $\frac{12,449 \text{ Kg Ar}}{1,3 \text{ Kg/m}^3 \text{ hora}}$
- Vazão volumétrica de ar requerida =  $9,5759 \text{ m}^3/\text{hora} \rightarrow 0,1596 \text{ m}^3/\text{min}$
- Eficiência de transferência de  $O_2$  para o líquido  $\pm 8\%$  (segundo fornecedor do compressor radial e dos difusores)
- Vazão volumétrica de ar necessária =  $1,60 \text{ m}^3/\text{min}$

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.4.5 Difusores:

Difusores bolha fina, Tubular, de membrana;

Diâmetro nominal: 90 /1000;

Capacidade de difusão individual: 0,16 m<sup>3</sup>/min

Quantidade mínima de difusores:  $1,6 / 0,16 = 10,00 \rightarrow$  usar 10 difusores

## 5.4.6 Cálculo da área do decantador secundário:

Considerações de projeto:

- Taxa de aplicação hidráulica  $T_{ah} = 20 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \times \text{dia}$

$$S = \frac{(Q_0)}{T_{ah}} = \frac{140,01 \text{ m}^3/\text{dia}}{20} = 7 \text{ m}^2$$

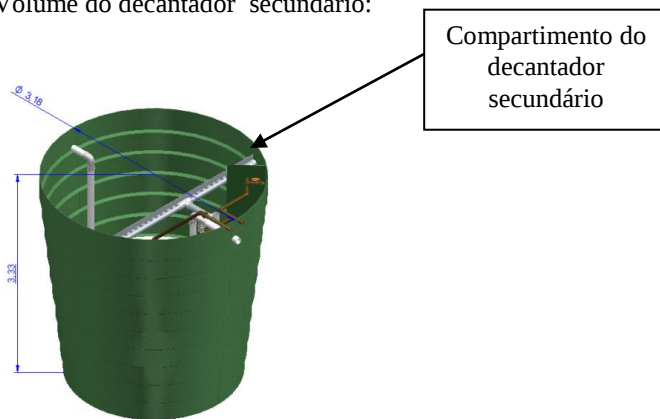
Conforme a NBR 12209/1992 o tempo de detenção hidráulica deve ser igual ou superior a 1,5.

Utilizado uma área de  $S = 7,50 \text{ m}^2$  para o decantador secundário.

- Taxa de aplicação de sólidos

$$T_s = \frac{(Q_0 + Q_{rl}) \cdot X}{S} = \frac{(140,01 + 84,01) \times 4,38}{7,5} = 130,8277 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{d}$$

Volume do decantador secundário:



## Dimensões internas do decantador secundário:

|                    |                        |
|--------------------|------------------------|
| Diâmetro A         | = 3,20 m               |
| Diâmetro B         | = 2,53 m               |
| Altura             | = 3,30 m               |
| Área de decantação | = 7,50 m <sup>2</sup>  |
| Volume Unitário    | = 20,00 m <sup>3</sup> |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

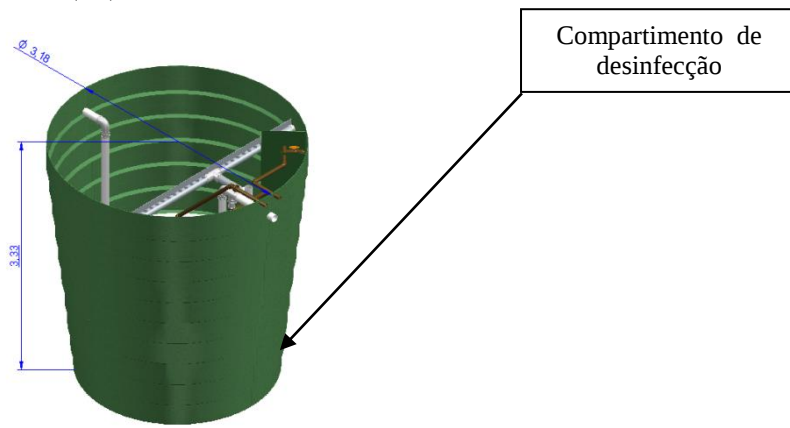
Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 5.4.7 Cálculo do volume do tanque de contato:

Considerações de projeto:

tempo de contato:  $T_c = 45 \text{ min. ou } 0,7 \text{ horas}$

$$AT_c = (Q_0) \times T_c = 5,83 \text{ m}^3/\text{h} \times 0,7 \text{ h} = 4,08 \text{ m}^3$$



## Dimensões internas do Tanque contato:

Volume Unitário =  $5,00 \text{ m}^3$

## 5.6 Dimensionamento da Bomba de Recirculação de Lodo Ativado

$$Q_{\text{recir}} = 0,00097 \text{ m}^3/\text{seg}, \text{ ou seja:}$$

Vazão necessária para cada unidade de bombeamento, em m<sup>3</sup>/seg:

$$Q_{\text{recir}} = 0,00097 \text{ m}^3/\text{seg}$$

### 5.6.1 Diâmetro da linha de recalque:

O critério a ser utilizado para escolha do diâmetro da tubulação é o critério de velocidade econômica, por ser simples e eficiente.

Segundo muitos autores, a velocidade no interior da tubulação deve variar de 0,5 a 2,0 m/s.

Desta forma temos:

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

em que V é a velocidade (m/s); Q é a vazão (m<sup>3</sup>/s); A é a área da seção do tubo, sendo determinada por:

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

Substituindo a velocidade por um valor entre 0,5 e 2,0 m/s, isola-se matematicamente a expressão em função do diâmetro.

Adotando-se uma velocidade média de 1,5 m/s temos:

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

$$V = \frac{Q}{A} \rightarrow A = 0,0010 / 1 \rightarrow A = 0,00097 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} \rightarrow 0,00097 = \frac{\pi \times D^2}{4} \rightarrow D = 0,035 \text{ m}$$

Utiliza-se o diâmetro comercial imediatamente superior:

Diâmetro comercial = 0,025 m ou 40 mm  $\phi$  diâmetro do recalque.

### 5.6.2 Escolha da Bomba

Cálculo das perdas de carga

$$H_m = H_G + h_{ftotal}$$

H<sub>m</sub> = altura manométrica da instalação (em m)

H<sub>G</sub> = desnível geométrico (em m)

h<sub>ftotal</sub> = perda de carga total (em m)

A composição da linha de recalque é a seguinte:

- Altura geométrica de sucção: H<sub>s</sub> = 0 m (bomba submersa)
- Altura de recalque: H<sub>r</sub> = 2 m

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

- Conexões e acessórios:

## Diâmetro de Recalque 40 mm

| Recalque   | Quantidade | Perda de carga por acessório |
|------------|------------|------------------------------|
| Joelho 90° | 10         | 3,2                          |
| Tê         | 2          | 7,3                          |
| Registro   | 3          | 0,7                          |
| União      | 5          | 0,1                          |

| Comprimento da tubulação       | 6 metros                       |
|--------------------------------|--------------------------------|
| <b>Conexões</b>                | <b>Comprimento equivalente</b> |
| Joelho 90°                     | 32,0                           |
| Tê                             | 14,6                           |
| Registro                       | 2,1                            |
| União                          | 0,5                            |
| Comprimento equivalente total: | 55,2 metros                    |

Utilizando-se a equação de Hazen-Williams, obtém-se a perda de carga na linha de recalque:

$$C = 130$$

$$hf = J \times L$$

$$J = 10,643 \times \frac{Q^{1,85}}{C^{1,85} \times D^{4,87}} \rightarrow J = 10,643 \times \frac{0,00097^{1,85}}{130^{1,85} \times 0,0^{4,87}} \rightarrow J = \text{m/m}$$

$$hf_{\text{recalque}} = J \times 55,2 \rightarrow = \text{m}$$

Para o cálculo da perda de carga total, ou seja, ao longo da linha de recalque, utiliza-se a seguinte equação:

$$hf_{\text{total}} = hf_{\text{sucção}} + hf_{\text{recalque}} \rightarrow hf_{\text{sucção}} = 0 \text{ (bomba submersa, sem canal de sucção)}$$

$$hf_{\text{total}} = 0 \text{ m}$$

## 5.6.3 Equação do sistema:

A equação do sistema é:

$$H_m = H_G + k \times Q^{1,852}$$

O cálculo da altura geométrica é realizado através da soma das alturas geométricas de sucção ( $H_s$ ) e de recalque ( $H_r$ ). Como não há altura de sucção ( $H_s = 0$ ), temos:

$$H_G = H_r = 2 \text{ m}$$

$$\text{altura manométrica (Hm)} = \text{desnível geométrico (HG)} + \text{perdas de carga (hftotal)}$$

$$H_m = 2 + 0 = 2 \text{ m}$$



# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

Cálculo do coeficiente k:

$$2 = 5 + k \times (3,492)^{1,852} \rightarrow k = 0,000000$$

Equação do sistema:

$$H_m = 2 + 0,000000 \times Q^{1,852}, \text{ sendo: } H_m \text{ em m e } Q \text{ em m}^3/\text{h}.$$

Com os dados  $H_m$  e  $Q$ , utiliza-se o gráfico de pré-seleção, encontrando-se a "família" de bombas FBS, da marca FAMAC, como sendo a mais adequada para a situação criada. O modelo escolhido, compatível com o projeto, é a FBS20/4, com diâmetro do rotor de 88 mm.

Para controle de vazão, conforme as necessidades do processo pode ser usada um dos dois procedimentos abaixo:

- Controlar a vazão com uma válvula ou registro, reduzindo-a à quantidade desejada.
- Alterar a rotação do rotor, com inversor de frequência.

## 5.6.4 Cálculo da potência da Bomba

- Para o cálculo da potência necessária, utiliza-se a seguinte fórmula:

$$N = \frac{\gamma \times Q \times H}{75 \times \eta}$$

sendo:

$N$  = potência (CV);

$\gamma$  = peso específico da água (1000 kg/m<sup>3</sup>);

$Q$  = vazão (m<sup>3</sup>/s);

$H$  = altura manométrica (m);

$\eta$  = rendimento (decimal).

O rendimento é obtido através da curva característica, na qual toma-se o ponto de trabalho (Q,H), e aproximadamente obtém-se um rendimento de 50%. Aplicando-se a fórmula para o cálculo da potência, tem-se:

$$N = (1000 \times 0,00097 \times 5) / (75 \times 0,5) = 0,13 \text{ CV}$$

$N = 0,13 \text{ CV}$ , ou 0,5 CV que é a potência comercial mais próxima.

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 6 . DADOS TÉCNICOS

### 6.1 Canalizações:

- **Tubos Amanco Silentium® PVC para canalizações não pressurizadas:**

### NORMAS TÉCNICAS

Os tubos e conexões para esgoto Amanco Silentium® PVC atendem aos requisitos de desempenho da Norma NBR 5688:1999 - Sistemas prediais de água pluvial, esgoto sanitário e ventilação e estão de acordo a norma européia DIN 4109 e a Diretiva VDI 4100.

Os testes de desempenho foram realizados de acordo com a EN 14366, pelo laboratório Fraunhofer Institut für Bauphysik um dos maiores laboratórios especializados em acústica no mundo, localizado na Alemanha.

### CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS

O sistema Amanco Silentium® PVC para esgoto é o resultado de um processo de última geração, que emprega PVC Mineralizado para criar produtos e acessórios hidráulicos com propriedades de isolamento acústico superiores aos sistemas convencionais.

Com paredes mais espessas e matéria-prima com maior densidade, o Amanco Silentium® PVC alcança níveis consideráveis de redução de ruídos.

A qualidade e o desempenho do sistema Amanco Silentium® PVC são atestadas pelo Instituto Fraunhofer, com sede na Alemanha, uma referência mundial em estudos e pesquisas na área da acústica.

| PEÇAS HIDRÁULICAS | MATERIAL      | MARCA  | DIÂMETRO |
|-------------------|---------------|--------|----------|
| Registros         | PVC silentium | Amanco | 100 mm   |
| Tubos             | PVC silentium | Amanco | 100 mm   |
| Conexões          | PVC silentium | Amanco | 100 mm   |

- **Tubos Tigre PBA (marrom) para canalizações pressurizadas:**

### CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS



# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

Tubos e conexões fabricados na cor marrom, unidos através de junta soldável, de acordo com a NBR 5648 - Sistemas prediais de água fria - Tubos e conexões de PVC 6,3, PN 750 kPa, com junta soldável - Requisitos. Sistema dimensionado para suportar pressões de serviço de 750 kPa (75 m.c.a. ou 7,5 kgf/cm<sup>2</sup>).

Aplicado em instalações prediais de água fria permanentes, embutidas em paredes ou aparentes em locais cobertos. A principal vantagem do sistema é a rapidez na execução das juntas soldáveis.

Para a execução desta junta, deve-se utilizar o Adesivo Plástico ou o Adesivo Plástico Extra Forte

| PEÇAS HIDRÁULICAS | MATERIAL   | MARCA | DIÂMETRO |
|-------------------|------------|-------|----------|
| Registros         | PVC marron | Tigre | 50 mm    |
| Tubos             | PVC marron | Tigre | 50 mm    |
| Conexões          | PVC marron | Tigre | 50 mm    |

## Propriedades físicas e mecânicas tubo PVC.

### GERAIS:

|                                               |                                   |
|-----------------------------------------------|-----------------------------------|
| Peso específico                               | 1,4 g/cm <sup>3</sup>             |
| Calor específico                              | 0,24 cal;g°C                      |
| Módulo de elasticidade                        | 30 000 kgf / cm <sup>2</sup>      |
| Coefficiente de dilatação linear (0°C a 40°C) | 7 x 10 <sup>-5</sup> ;g°C         |
| Resistência à tração instantânea a 20° C      | 520 kgf / cm <sup>2</sup>         |
| Resistência à flexão instantânea a 20° C      | 1 200 kgf / cm <sup>2</sup>       |
| Condutibilidade térmica                       | 35 x 10 <sup>-5</sup> cal/cm s °C |
| Resistência dielétrica                        | 10- ohm/cm                        |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 6.2 Bombas:

### 6.2.1 Duas Bombas de alimentação do Sistema:

Bomba Centrífuga Submersível  
Fabricante: SULZER  
Modelo: ROBUSTA 250M STD 0,5 CV  
Motor de linha: IP-68  
Potencia: 0,5 CV  
2 Pólos  
60 Hz

### 6.2.2 Bomba de recirculação de Nitrato:

Bomba Centrífuga Submersível  
Fabricante: SULZER  
Modelo: ROBUSTA 250M STD 0,5 CV  
Motor de linha: IP-68  
Potencia: 0,5 CV  
2 Pólos  
60 Hz

### 6.2.3 Bomba de recirculação de Lodo Ativado:

Bomba Centrífuga Submersível  
Fabricante: SULZER  
Modelo: ROBUSTA 250M STD 0,5 CV  
Motor de linha: IP-68  
Potencia: 0,5 CV  
2 Pólos  
60 Hz

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 6.4 Tanque de Fiberglass:

Descrição materiais utilizados na confecção de peças em Fiberglass.

- Resina Poliéster Ortofitálica AZ 4.6 ( Solução de resina poliéster Insaturado em monômero de estireno).
- Gel Coat Isofitálico Azul ( Resina poliéster líquida e viscosa pigmentado).
- Manta de vidro 450gr/m<sup>2</sup> ( vidro fibroso).
- Roving 4000 ( Fio de vidro fibroso).
- Catalisador Brasnox DM 50 (Peróxido de metil etil cetona.).

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 7. PLANILHA DE MONITORAMENTO DO SISTEMA

| PARÂMETRO                  | FREQUÊNCIA                 | PONTO DE AMOSTRAGEM                                                                        |
|----------------------------|----------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------|
| pH                         | Diária<br>(2 vezes ao dia) | Entrada da ETE físico-química, calha de<br>floculação e Saída do decantador físico-químico |
| Sólidos Sedimentáveis      | Quadrimestral              | Final do tratamento                                                                        |
| DBO                        | Quadrimestral              | Entrada e final do tratamento                                                              |
| Cor (Visual)               | Diária<br>(2 vezes ao dia) | Final do tratamento                                                                        |
| Odor                       | Diária<br>(2 vezes ao dia) | Final do tratamento                                                                        |
| Fósforo                    | Quadrimestral              | Final do tratamento                                                                        |
| Nitrogênio Amoniacal Total | Quadrimestral              | Final do tratamento                                                                        |

## 8. PARÂMETROS ESPERADOS DE EFICIÊNCIA DO SISTEMA

| PARÂMETROS                 | RESULTADOS ESPERADOS            |
|----------------------------|---------------------------------|
| pH                         | 6,5 – 7,5                       |
| Sólidos Sedimentáveis      | < 1 ml/l                        |
| DBO                        | ≤ 60mg/l ou até 80 % de redução |
| Cor                        | Não detectável                  |
| Odor                       | Não detectável                  |
| Fósforo                    | < 1 mg/l                        |
| Nitrogênio Amoniacal Total | < 20 mg/l                       |

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 9. CRONOGRAMA DE IMPLANTAÇÃO DO SISTEMA DE TRATAMENTO DO EFLUENTE SANITÁRIO

As etapas de Implantação do Sistema de Tratamento de Efluentes a ser implantado estão descritas a seguir com os respectivos prazos para finalização:

- Preparação das obras → 20 dias;
- Construção e montagem do sistema → 60 dias;
- Instalação da ETE → 10 dias;
- Instalações hidráulicas e elétricas in loco → de 3 dias;
- Start do Sistema → de 5 dias;

# LOTEAMENTO SANTO ANTONIO DE LISBOA

Cidade de Andradas - Minas Gerais.

## 10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ANDERSON L. B., 1992, "Princípios de Operações Unitárias", Guanabara dois, Rio de Janeiro.
3. ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (1997). NBR 13969 –Tanques sépticos-unidades de tratamento complementar e disposição final dos efluentes líquidos – projeto, construção e operação. Rio de Janeiro, 60 p.
4. ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (1992). NBR 12209 – Projeto de Estações de Tratamento de Esgoto Sanitários. Rio de Janeiro, 60 p.
5. ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (1993). NBR 7229 – Projeto, construção e operação de sistemas de tanques sépticos. Rio de Janeiro, 15 p.
6. BRANCO, S. M. Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária. 3ª ed. São Paulo: CETESB/ASCETESB, 1986. 640 p.
7. CHERNICHARO, Carlos Augusto de Lemos (1997). Reatores anaeróbios. Belo Horizonte, DESA/UFMG, 246p.
8. VAN HAANDEL E MARAIS, G. (1999). O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado: Teria e Aplicações para Projetos e Operações.
9. VON SPERLING, M. (1997), Princípios do tratamento biológico de águas residuárias V. 4 – Lodos ativados. Belo Horizonte: DESA/UFMG.