



**Universidade do Estado do Rio de Janeiro**  
Centro de Tecnologia e Ciência  
Faculdade de Engenharia


Luizi Almeida do Nascimento

**Avaliação da relação alimento/microrganismos para  
dimensionamento de reatores de tratamento de efluentes  
industriais por lodos ativados**

Rio de Janeiro  
2018

Luizi Almeida do Nascimento

**Avaliação da relação alimento/microrganismos para dimensionamento de reatores de tratamento de efluentes industriais por lodos ativados**



Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental e Sanitária, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro.

Orientador: Prof. Dr. Gandhi Giordano

Coorientador: Prof. Dr. Olavo Barbosa Filho

Rio de Janeiro

2018

CATALOGAÇÃO NA FONTE  
UERJ / REDE SIRIUS / BIBLIOTECA CTC/B

N244 Nascimento, Luiz Almeida do.  
Método de cálculo baseado na relação alimento/micro-organismos para dimensionamento de reatores de tratamento de efluentes por lodos ativados / Luiz Almeida do Nascimento. – 2018.  
115f.

Orientador: Gandhi Giordano.  
Coorientador: Olavo Barbosa Filho.  
Dissertação (Mestrado) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Faculdade de Engenharia.

1. Engenharia ambiental - Teses. 2. Água - Purificação - Tratamento biológico - Teses. 3. Resíduos industriais - Teses. I. Giordano, Gandhi. II. Barbosa Filho, Olavo. III. Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Faculdade de Engenharia. IV. Título.

CDU 628.35

Bibliotecária: Júlia Vieira – CRB7/6022

Autorizo, apenas para fins acadêmicos e científicos, a reprodução total ou parcial desta tese, desde que citada a fonte.

---

Assinatura

---

Data

Luizi Almeida do Nascimento

**Método de cálculo baseado na relação alimento/micro-organismos para dimensionamento de reatores de tratamento de efluentes por lodos ativados**

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro.

Aprovado em:

Banca Examinadora:

---

Prof. Dr. Gandhi Giordano (Orientador)

Faculdade de Engenharia - UERJ

---

Prof. Dr. Olavo Barbosa Filho (Coorientador)

Faculdade de Engenharia - UERJ

---

Prof. Dra. Ana Silvia Pereira Santos

Faculdade de Engenharia - UERJ

---

Dr. Roberto de Barros Emery Trindade

PETROBRAS

Rio de Janeiro

2018

## DEDICATÓRIA

À minha avó Lucy e meu falecido avô Aldary que sempre foram o alicerce da minha vida.

## **AGRADECIMENTOS**

À Deus, que me iluminou e deu forças para concluir o trabalho, à minha família pela ajuda e compreensão da minha ausência, aos meus amigos Cedaeanos pela colaboração, à TECMA e seus funcionários pela realização das análises, à Controllab pela disponibilização da sua ETEI e funcionários para auxílio das coletas e a todos que de alguma forma contribuíram para esta realização.

There is a driving force more powerful than steam,  
electricity and atomic energy: the will.

*Albert Einstein*

## RESUMO

NASCIMENTO, Luiz Almeida do. *Avaliação da relação alimento/microrganismos para dimensionamento de reatores de tratamento de efluentes industriais por lodos ativados*. 2018. 115f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Faculdade de Engenharia, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.

Este trabalho versa sobre a análise de uma metodologia baseada na relação alimento/microrganismos para cálculo do volume de reatores de tratamento de efluentes industriais por lodos ativados. Tal metodologia leva em consideração a condição dinâmica do sistema, ou seja que existem variações de cargas orgânicas afluentes ao longo tempo. Além disso, ela é baseada em processo experimental, o que a isenta da utilização de coeficientes e parâmetros adotados de forma arbitrária. Para verificar a sua funcionalidade, o trabalho experimental foi realizado em escala real, aplicando a metodologia a uma estação de tratamento de efluentes real e comparada em mesmas condições, às metodologias existentes na literatura, as quais além de suporem o sistema de forma estacionária, o que não ocorre na prática, também adotam faixas de valores de coeficientes aleatórios para o dimensionamento dos reatores. A estação de tratamento utilizada no trabalho opera com reator sequencial em batelada (RSB), que é uma variante de lodos ativados capaz de remover matéria orgânica e nutrientes e promover a separação da fase sólida da líquida em um único tanque. Após análises do efluente e coleta dos dados foram feitos os cálculos para dimensionamento de reatores e produção de lodo gerada. Foi verificado que a metodologia analisada é eficaz no tocante ao cálculo de volume de reatores de lodos ativados, visto que sua aplicação chegou a um resultado com mais de 99% de precisão com relação ao volume real, enquanto que a metodologia existente apresentou um resultado com precisão de aproximadamente 45%. Com relação a estimativa de produção de lodo, tanto com a metodologia analisada quanto com a tradicional, foram obtidos resultados com 94% de precisão aproximadamente quando utilizado coeficientes calculados de forma experimental. Quando são utilizados coeficientes da literatura a precisão da metodologia tradicional se reduz a 74%.

Palavras-chave: Lodos ativado; Dimensionamento de reatores aeróbios; Reatores Sequenciais em Batelada; Produção de lodo.



## ABSTRACT

NASCIMENTO, Luiz Almeida do. *Evaluation of the food / microorganisms ratio for the sizing of reactors for treatment of industrial effluents by activated sludge*. 2018. 115f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Faculdade de Engenharia, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2018.

This work is about the analysis of a methodology based on the relation food / microorganisms for the calculation of the volume of reactors of treatment of industrial effluents by activated sludge. Such methodology takes into account the dynamic condition of the system, that is to say that there are variations of organic loads affluent over time. In addition, it is based on an experimental process, which exempts it from the use of arbitrarily adopted coefficients and parameters. To verify its functionality, the experimental work was carried out in real scale, applying the methodology to a real and comparative effluent treatment plant under the same conditions, to the methodologies existing in the literature, which, in addition to assuming the system stationary, which does not occur in practice, also adopt ranges of values of random coefficients for the design of the reactors. The treatment plant used in the work operates with sequential batch reactor (RSB), which is a variant of activated sludge capable of removing organic matter and nutrients and promoting the separation of the solid phase from the liquid in a single tank. After analysis of the effluent and data collection, the calculations were made for reactor design and generated sludge production. It was verified that the methodology analyzed is effective in the calculation of the volume of reactors of activated sludge, since its application reached a result with more than 99% of precision with respect to the real volume, whereas the existing methodology presented a result with accuracy of approximately 45%. In relation to the estimation of sludge production, with both the analyzed and traditional methods, results were obtained with 94% accuracy when using experimentally calculated coefficients. When using coefficients from the literature the accuracy of the traditional methodology is reduced to 74%.

Keywords: Activated sludge; Design of aerobic reactors; Sequential Batch Reactors; Sludge production.

## LISTA DE FIGURAS

### Capítulo 1

Figura 1.1: Esquemático do funcionamento do tratamento de efluentes por lodos ativados.....	23
Figura 1.2: Esquemático do processo de tratamento de efluentes por lodos ativados em batelada.....	26
Figura 1.3: Distribuição dos sólidos em suspensão no reator. ....	29
Figura 1.4: Fracionamento da DQO no efluente.....	32
Figura 1.5: Ilustração do consumo de matéria orgânica e consequente produção de biomassa.....	36
Figura 1.6: Determinação dos coeficientes cinéticos. ....	43

### Capítulo 2

Figura 2.1: Controllab – Empresa de testes laboratoriais aonde a ETEI está localizada. ....	64
Figura 2.2: Esquemático da planta da ETEI da Controllab.....	64
Figura 2.3: Planta da ETEI que trata o efluente da Controllab. ....	65
Figura 2.4: Dados de acompanhamento da ETEI da Controllab – Relação A/M.....	67
Figura 2.5: Dados de acompanhamento da ETEI da Controllab – Eficiência de redução de DQO. ....	68
Figura 2.6: Foto das coletas feitas na ETEI da Controllab .....	70

### Capítulo 3

Figura 3.1: Gráficos relação A/M x Eficiência de redução de DQO.....	76
Figura 3.2: Gráfico relação A/M x Concentração de SSV no reator.....	77
Figura 3.3: Box plots para DBO, DQO e vazão afluentes.....	78
Figura 3.4: Gráfico de concentração de sólidos ao longo do tempo e diferença entre SST e SSV.....	83
Figura 3.5: Gráfico para cálculo experimental dos coeficientes Y e Kd.....	93

## LISTA DE TABELAS

### Capítulo 1

Tabela 1.1: Duração de cada etapa do ciclo, segunda três alternativas de projeto. .27	
Tabela 1.2: Constantes cinéticas no processo de lodos ativados (para esgotos domésticos).....38	
Tabela 1.3: Faixas de valores usuais para relação A/M, segundo diversos autores. 47	
Tabela 1.4: Sedimentabilidade do lodo de acordo com o IVL. ....49	
Tabela 1.5: Classificação da sedimentabilidade de acordo com a velocidade de sedimentação.....50	
Tabela 1.6: Disposição das informações provenientes das análises das coletas utilizadas para os cálculos.....58	
Tabela 1.7: Principais Métodos para Desaguamento do Lodo .....62	

### Capítulo 2

Tabela 2.1: Caracterização da carga orgânica afluenta.....72	
Tabela 2.2: Dados de eficiência da ETEI da empresa Controllab.....73	

### Capítulo 3

Tabela 3.1: Dados obtidos nas análises das amostras. ....75	
Tabela 3.2: Resultados de eficiência de redução de DBO5 e DQO e A/M.....76	
Tabela 3.3: Média da vazão e Matéria orgânica ( DBO e DQO) afluentes das coletas. ....78	
Tabela 3.4: Volumes dos reatores calculados para todos os resultados encontrados para A/M e suas respectivas concentrações de SSV.....79	
Tabela 3. 5: Produção real de sólidos diária real. ....83	
Tabela 3.6: Produção de sólidos diária, segundo metodologia de Giordano e Surerus (2015).....85	
Tabela 3.7: Histórico de descarte de lodo na ETEI da Controllab.....87	
Tabela 3.8: Produção de sólidos diária, segundo metodologia teórica. ....90	

Tabela 3.9: Resultados dos cálculos de produção de lodo utilizando diversos valores para os coeficientes cinéticos, de acordo com autores. ....	91
Tabela 3.10: Cálculo experimental de Y e K <sub>d</sub> . ....	92
Tabela 3.11: Produção de SST segundo metodologia tradicional, calculando-se Y e K <sub>d</sub> experimentalmente .....	93
Tabela 3.12: Comparação da produção de lodo entre as metodologias existentes e proposta. ....	94

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/M	Relação Alimento/Microrganismos
CLP	Controladores Lógicos Programáveis
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COT	Carbono Orgânico Total
DBO	Demanda Bioquímica de oxigênio
DQO	Demanda Química de oxigênio
DNA	<i>Deoxyribonucleic Acid</i> - Ácido Desoxirribonucleico.
DQO <sub>bp</sub>	Demanda Química de oxigênio Lentamente biodegradável (Particulada) Coloidal
DQO <sub>bs</sub>	Demanda Química de oxigênio Rapidamente biodegradável (Solúvel)
DQO <sub>nbp</sub>	Demanda Química de oxigênio DQO não biodegradável (Particulada)
DQO <sub>nbs</sub>	Demanda Química de oxigênio DQO não biodegradável (Solúvel)
ETEI	Estação de Tratamento de Efluentes Industriais
INMETRO	Instituto Nacional de Metrologia, Qualidade e Tecnologia
IVL	Índice Volumétrico do Lodo
RSB	Reatores Sequenciais em Batelada
SMP	<i>Soluble Microbial Products</i> - Produtos Microbianos Solúveis
SSI	Sólidos em Suspensão Inorgânicos (fixos)
SST	Sólidos em Suspensão Totais
SSV	Sólidos em Suspensão Voláteis
SSV <sub>a</sub>	Sólidos em Suspensão Ativos
SSV <sub>b</sub>	Sólidos em Suspensão Voláteis Biodegradáveis
SSV <sub>na</sub>	Sólidos em Suspensão Não Ativos
SSV <sub>nb</sub>	Sólidos em Suspensão Voláteis Não Biodegradáveis
TCO	Taxa de Consumo de Oxigênio
TFA	Trifosfato de Adenosina

## LISTA DE SÍMBOLOS

$a$ ou $Y$	Fração da matéria orgânica removida que é sintetizada em massa celular
$a'$	Fração da matéria orgânica removida que é oxidada para energia
$b'$	Coeficiente necessário para oxidação da biomassa
$b$ ou $K_d$	Fração por dia da biomassa degradável, ou coeficiente de respiração endógena
$f_{aind}$	Fração não degradada dos sólidos suspensos inertes afluente
$f_b$	Fração biodegradável dos SSV gerados no sistema ( $X_b/X_v$ ), submetidos a uma idade do lodo
$f_b'$	Fração biodegradável dos SSV imediatamente após a sua geração no sistema
$f_{biom}$	Fração dos SSV que é biomassa (SSV gerados no reator)
$f_d$	Fração biodegradável dos SSV afluente que é degradada
$f_i$	fração inerte da biomassa
$f_x$	Fração biodegradável dos SSV afluente
$\mu_{m\acute{a}x}$	Taxa máxima de crescimento de bactérias específicas
$k$	taxa máxima de utilização de substrato específico
$K_s$	Constante de meia-velocidade, ou seja, concentração do substrato quando a taxa máxima de utilização do substrato for a metade ( $k/2$ )
$Q$	Vazão
$Q_a$	Vazão afluente
$Q_e$	Vazão efluente
$rg$	Taxa de crescimento bacteriano através da utilização de substrato
$r_{su}$	taxa de utilização do substrato por unidade de volume do reator
$S$	Concentração do substrato
$S_0$	Concentração do substrato afluente
$X_{ai}$	Concentração de Sólidos suspensos inertes afluente
$X_{av}$	Concentração de SSV afluente
$X_b$	Concentração de SSV biodegradáveis
$X_v$	Concentração de SSV no reator

$Y_{obs}$	Síntese celular observada
$\Delta MX$	Produção líquida de SST
$\Delta MX_v$	Produção líquida diária de SSV
$\Delta SSI$	Produção de sólidos suspensos inertes ( sólidos suspensos não voláteis)
$\theta_c$	idade do lodo

## SUMÁRIO

<b>INTRODUÇÃO</b> .....	<b>16</b>
<b>1.0 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>18</b>
<b>1.1 TRATAMENTO DE EFLUENTES SANITÁRIOS E INDUSTRIAIS</b> .....	<b>19</b>
<b>1.2 VARIANTES DO PROCESSO DE LODOS ATIVADOS</b> .....	<b>22</b>
<b>1.3 CINÉTICA DO PROCESSO BIOLÓGICO</b> .....	<b>28</b>
1.3.1 Representação do substrato e da biomassa.....	28
1.3.2 Taxas de consumo de substrato e crescimento de biomassa .....	33
1.3.2 Produção de sólidos no reator .....	39
1.3.3 Determinação experimental dos coeficientes cinéticos Y e $K_d$ .....	42
<b>1.4 IDADE DO LODO E TEMPO DE DETENÇÃO HIDRÁULICA</b> .....	<b>44</b>
1.4.1 Dimensionamento de reatores pela idade do lodo .....	45
<b>1.5 RELAÇÃO ALIMENTO / MICRORGANISMOS</b> .....	<b>46</b>
1.5.1 Dimensionamento de reatores pela relação Alimento / Microrganismos	48
<b>1.6 ÍNDICE VOLUMÉTRICO DO LODO (IVL)</b> .....	<b>48</b>
<b>1.7 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES</b> .....	<b>50</b>
1.7.1 Remoção de nitrogênio.....	51
1.7.2 Remoção de fósforo .....	52
<b>1.8 CÁLCULO DE VOLUME DE REATORES BIOLÓGICOS AERÓBIOS</b> .....	<b>52</b>
1.8.1 Método de Cálculo de Volume de reator para RSB – Metodologia Eckenfelder .....	52
1.8.2 Modelos computacionais de simulação dinâmica.....	55
1.8.3 Cálculo de Volume de reatores – Metodologia Giordano e Surerus (2015) .....	56
<b>Etapa 1 – Construção do reator de bancada e aclimação do lodo</b> .....	<b>58</b>
<b>Etapa 2 – Escolha da relação A/M (fazer o gráfico A/M <math>D_{QO}</math> x eficiência)</b> .....	<b>59</b>
<b>Etapa 3 – Definição da concentração de SSV (Fazer o gráfico da concentração de SSV x A/M <math>D_{QO}</math> )</b> .....	<b>59</b>
<b>Etapa 4 – Cálculo do volume do reator</b> .....	<b>59</b>
1.8.4 Processos para cálculo da massa dos sólidos .....	60
<b>1.9 DESAGUAMENTO DO LODO</b> .....	<b>61</b>
<b>2 METODOLOGIA</b> .....	<b>63</b>



2.1	A CONTROLLAB .....	64
2.2	CARACTERIZAÇÃO DO EFLUENTE DA CONTROLLAB .....	65
2.3	MATERIAIS E MÉTODOS ANALÍTICOS.....	69
2.4	ETAPA DE BANCADA .....	70
2.5	CÁLCULO DO VOLUME DO REATOR REAL .....	71
2.6	ESTIMATIVA DA PRODUÇÃO DE LODO.....	71
3	RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	71
3.1	Tratamento estatístico aos dados do efluente da Controllab.....	71
3.2	Memória de cálculo para dimensionamento do volume do reator – metodologia de Giordano e Surerus (2015) .....	74
3.3	MEMÓRIA DE CÁLCULO DA MASSA DE SÓLIDOS.....	82
	CONCLUSÕES .....	96
	RECOMENDAÇÕES/TRABALHOS FUTUROS .....	98
	REFERÊNCIAS.....	99
	APÊNDICE B .....	104
	APÊNDICE C .....	105
	APÊNDICE D .....	106
	APÊNDICE E .....	107
	APÊNDICE F.....	108
	APÊNDICE G.....	109
	APÊNDICE H .....	110
	APÊNDICE I.....	111
	APÊNDICE J.....	112
	APÊNDICE K .....	113
	APÊNDICE L.....	114
	APÊNDICE M.....	115

## INTRODUÇÃO

Segundo Metcalf & Eddy (2016), o processo de lodos ativados foi desenvolvido em torno de 1913 no Lawrence Experiment Station em Massachusetts por Clarck e Gage com a utilização de cultura de biomassa suspensa nos experimentos e em 1914 por Ardern e Lockett no Davyhulme Sewage Works, em Manchester, Inglaterra, introduzindo o conceito de recirculação do lodo.

Hoje o processo de tratamento por lodos ativados é conhecido, amplamente discutido e com domínio de técnica consolidado.

A Norma Brasileira (NBR) 12.209/2011 da ABNT define lodo como a suspensão aquosa de componentes minerais e orgânicos separados no sistema de tratamento de esgoto, ou seja, lodo são as partículas sólidas separadas da parte líquida no tratamento de efluentes. O lodo ativado é o floco produzido num esgoto bruto ou sedimentado pelo crescimento de bactérias ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentração suficiente graças ao retorno de outros flocos previamente formados. O processo de lodos ativados é biológico, no qual a matéria orgânica ou substrato do efluente industrial ou esgoto sanitário é biodegradada por microrganismos que consomem o oxigênio dissolvido dentro do reator.

De forma geral, as metodologias encontradas na literatura, sendo abordada mais especificamente neste trabalho a aplicada por Eckenfelder Jr. (1967), utilizam para cálculo de volume de reatores, parâmetros reguladores do processo de tratamento, fazendo uso de aproximações pouco razoáveis para tornarem viável a aplicação dos mesmos. Para serem validadas, algumas premissas incoerentes com a realidade são utilizadas. Dentre essas considerar que o sistema opera sob condições estacionárias, ou seja que não ocorrem variações de vazão e substrato afluente. Sabe-se que essas hipóteses não retratam a prática e que os transientes ocorrem ao longo dos dias e dos meses.

Para aplicação desses parâmetros, diversos coeficientes são empregados de forma arbitrária, adotados conforme a livre decisão do projetista baseado na sua experiência ou em faixa de valores de textos técnicos que se referem a efluente de características peculiares e distintas do efluente real na maioria das vezes.

Para estações de tratamento de efluentes industriais, faz-se necessária a utilização de um método baseado em características reais do efluente, que considere as variações na vazão e na concentração de matéria orgânica no efluente a ser tratado. É nesse ponto que a metodologia de Giordano e Surerus (2015) é oportuna, pois pressupõe a variabilidade de carga orgânica ao tanque de aeração. Neste trabalho ela será aplicada em uma estação real, que trata o efluente de um laboratório produtor de “kits” para ensaios de proficiência para análises clínicas chamado Controllab, localizado no Rio de Janeiro.

### Objetivo Geral

Avaliar metodologia de cálculo para dimensionamento de reator de lodo ativado a partir de parâmetros de monitoramento em ETEI de escala real.

### Objetivos Específicos

- Obter dados para cálculos de reator de lodos ativados a partir de um efluente real com variações de carga orgânica na alimentação;
- Redimensionar a estação de tratamento de efluentes utilizando-se os dados finais obtidos;
- Comparar metodologia tradicional com metodologia de Giordano e Surerus (2015) no que tange aos cálculos de volume de reator biológico aeróbio e de produção de lodo.

## 1.0 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A revisão bibliográfica contida neste capítulo tem como principal objetivo consolidar o conhecimento teórico sobre o qual se fundamenta a dedução do modelo matemático para dimensionamento de reatores para tratamento de lodos ativados.

O item 1.1 engloba os tipos de tratamento de efluentes sanitários e industriais, seus graus e tecnologias. O item 1.2 disserta especificamente sobre a modalidade de lodos ativados e suas variantes. O item 1.3 abrange as principais equações que regem a cinética dos processos biológicos e de como se dá a relação entre consumo de substrato e crescimento microbiano. Tomando como referência os principais autores na literatura, foi feita uma análise conjunta das formas de representação de cálculo, bem como dos coeficientes utilizados, propostos por cada um, elegendo para apresentação as que figuraram melhor didaticamente, de acordo com a preferência da autora, mas seguindo as características essenciais da metodologia apresentada por Eckenfelder, ainda que na realidade as formas apresentadas na literatura pouco difiram entre si. Nos itens subsequentes, 1.4 à 1.6, são apresentados conceitos importantes em lodos ativados e no item 1.7 explicado o processo de remoção de nutrientes no processo. No item 1.8 são expostos os métodos de cálculo de volumes de reatores, detalhando o processo de dimensionamento de Reatores Sequenciais em Batelada (RSB), segundo a metodologia de Eckenfelder, passando pelo surgimento dos modelos computacionais para modelagem de tratamento de efluentes por lodos ativados e apresentando a metodologia proposta por Giordano e Surerus (2015). Finalmente, no item 1.9 é colocado o conceito de desaguamento do lodo retirado do sistema de tratamento, justificando a necessidade dos cálculos de produção de lodo no tratamento por lodos ativados.

## 1.1 Tratamento de efluentes sanitários e industriais

As tendências atuais de crescimento urbano e rural, bem como o aumento das atividades industriais fazem crescer as preocupações com os impactos ambientais destas atividades. Dentre os impactos considerados inerentes às atividades humanas está a geração de efluentes.

Assim, o controle da geração de efluentes e seu posterior descarte e/ou reuso tem sido tema de estudos e debates tanto a nível acadêmico quanto empresarial, com a finalidade de minimização dos impactos ambientais destes descartes e também o atendimento da legislação aplicável ao tema (BRAGA et al., 2004).

Como os efluentes provenientes de diferentes atividades possuem características distintas, as soluções tecnológicas para o atendimento das legislações pertinentes e para a melhoria do efluente a ser descartado ou reutilizado também são variadas. Esses sistemas de tratamento podem ser físicos, químicos, biológicos ou uma combinação entre eles (BRAGA et al., 2004; GIORDANO, 2015; SPERLING, 1996).

Segundo Giordano (2014), os processos físicos são os processos que basicamente removem os sólidos em suspensão sedimentáveis e flutuantes através de processos físicos, tais como:

- Gradeamento;
- Peneiramento;
- Separação de óleos e gorduras;
- Sedimentação;
- Flotação;

São processos físicos também aqueles capazes de remover a matéria orgânica e inorgânica em suspensão coloidal e reduzir ou eliminar a presença de microrganismos tais como:

- Processos de filtração em areia;
- Processos de filtração em membranas (microfiltração, ultrafiltração e nanofiltração);

São também utilizados unicamente com a finalidade de desinfecção, tais como a radiação ultravioleta.

São considerados como processos químicos os que utilizam produtos químicos, tais como: agentes de coagulação, floculação, neutralização de pH, oxidação, redução e desinfecção em diferentes etapas dos sistemas de tratamento. Os principais processos encontram-se listados a seguir (GIORDANO, 2014):

- Clarificação química (remoção de matéria orgânica coloidal, incluindo os coliformes);
- Eletrocoagulação (remoção de matéria orgânica, inclusive de compostos coloidais, corantes e óleos/ gorduras);
- Precipitação de fosfatos e outros sais (remoção de nutrientes), pela adição de coagulantes químicos compostos de ferro e ou alumínio;
- Cloração para desinfecção;
- Oxidação por ozônio, para a desinfecção;
- Redução do cromo hexavalente;
- Oxidação de cianetos;
- Precipitação de metais tóxicos;
- Troca iônica.

Por fim, os tratamentos biológicos são tratamentos amplamente utilizados para efluentes industriais e domésticos. De forma geral pode-se resumir que nos tratamentos biológicos de efluentes são usados microrganismos aeróbios e anaeróbios, que através de suas atividades de respiração e alimentação degradam a matéria orgânica presente nos efluentes transformando-a em substâncias como gás carbônico, água, sais minerais e outros (VON SPERLING, 1996).

Processos biológicos de tratamento de efluentes são processos que possuem o objetivo de remover a matéria orgânica do efluente através da atividade de microrganismos. Estes processos reproduzem as atividades microbiológicas de autodepuração que ocorrem no ambiente aquático, porém em escala controlada em área e tempo reduzidos. O tratamento biológico também pode ser utilizado para

remoção de nutrientes do efluente. (BRAGA et al., 2004; GIORDANO, 2015; SPERLING, 1996).

O tratamento biológico pode ocorrer em diferentes sistemas, e a classificação desses diferentes sistemas ocorre em função das condições de presença de oxigênio. A seguir além da classificação serão apresentados alguns exemplos por tipo de sistema destacados por von Sperling (1996):

#### 1) Tratamentos Biológicos Aeróbios

- Lagoas aeradas
- Lodos ativados
- Biodiscos

#### 2) Tratamentos Biológicos Anaeróbios

- Reatores anaeróbios
- Filtros anaeróbios

#### 3) Tratamentos Biológicos Combinados (Aeróbios/Anaeróbios)

- Lagoas facultativas
- Valos de Oxidação

Por se tratar de processo biológico de tratamento, os principais interferentes dos sistemas são aqueles que de alguma forma dificultam ou impedem o crescimento e sobrevivência dos microrganismos. Assim, como interferentes podem ser citados:

- Temperatura;
- pH;
- Nutrientes (Nitrogênio orgânico e amoniacal e fosfato);
- Sais minerais (interfere no equilíbrio osmótico das células);
- Dureza (pode provocar precipitação do fósforo);

- Óleos e graxas (aderência nas células);
- Teor de oxigênio dissolvido, nos sistemas aeróbios.

Tanto para efluentes industriais como para sanitários, evitam-se os fatores interferentes. No caso de efluentes industriais ocorrem carência de nutrientes e micronutrientes, temperatura, etc. Desde que a matéria orgânica contida no efluente industrial tenha boa biodegradabilidade, o processo biológico será semelhante. No caso de matéria orgânica recalcitrante (DQO final e cor residual) pode ser necessária a utilização de etapa de polimento (nanofiltração).

Além dos aspectos já abordados para a escolha do sistema de tratamento biológico, a particularidade de cada efluente pode resultar na necessidade de customização do sistema, e para o delineamento dos sistemas de tratamento de efluentes, incluindo aí o tratamento biológico, são necessários os denominados estudos de tratabilidade (GIORDANO, 2015).

## **1.2 Variantes do processo de lodos ativados**

### Lodos Ativados Convencional

O conceito de lodos ativados parte do princípio que quanto mais bactérias houver em suspensão no reator, maior será a demanda por alimento e, por conseguinte maior será a biodegradação de matéria orgânica, que é o objetivo final do tratamento.

Deste modo, caso haja retorno de parte dessas bactérias, após sedimentação no decantador, haverá uma concentração maior ainda no reator. Essas bactérias conseguem se sedimentar, graças à propriedade que elas têm de flocular. Deste modo, obedecendo a este princípio, o funcionamento do processo de lodos ativados convencional conta com uma unidade chamada de decantador secundário, da qual os sólidos sedimentados no fundo, são recirculados para o reator através de bombeamento. O lodo permanece no sistema de 4 a 10 dias, requerendo ainda uma

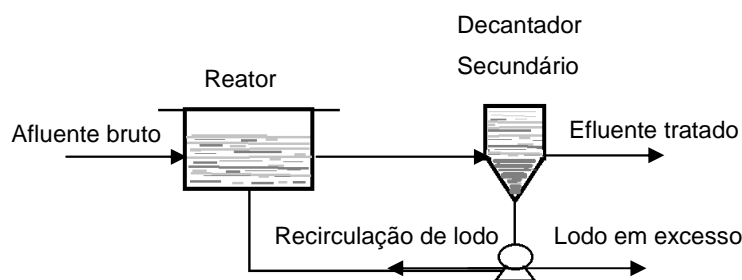


etapa de estabilização no tratamento do lodo, por este ainda conter elevada quantidade de matéria orgânica nas suas células.

As unidades básicas para esta variante do processo de lodos ativados são mostradas na **Figura 1.1**:

- Tanque de Aeração (reator)
- Decantador Secundário
- Elevatória de recirculação de lodo

**Figura 1.1:** Esquemático do funcionamento do tratamento de efluentes por lodos ativados.



Fonte: A autora, 2018.

No processo de lodos ativados convencional, para se economizar em termos de energia para a aeração, parte da matéria orgânica em suspensão é retirada em uma unidade anterior ao tanque de aeração, chamada decantador primário.

Segundo von Sperling (1996), no tanque de aeração, devido à entrada contínua de alimento, na forma de  $DBO_5$  dos esgotos, as bactérias crescem e se reproduzem continuamente. Caso fosse permitido que a população de bactérias crescesse indefinidamente, a biomassa tenderia a atingir concentrações excessivas, dificultando a transferência de oxigênio a todas as células. Ademais, o decantador secundário ficaria sobrecarregado, e os sólidos não teriam mais condições de sedimentar satisfatoriamente, vindo a sair com o efluente final, deteriorando a sua qualidade. Para manter o sistema em equilíbrio, é necessário que se retire aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução. Este é, portanto, o lodo biológico excedente, que pode sair diretamente do reator ou da linha de recirculação. Esse é o conceito do processo estacionário, o qual é utilizado para dimensionamento do sistema de lodos ativados, ou seja não há variação na concentração de lodo no reator, por isso a massa de lodo é constante, possibilitando saber o volume do reator.

### Aeração prolongada (Fluxo Contínuo)

Na variante do processo de lodos ativados, chamada de aeração prolongada a biomassa permanece no sistema por um período de 18 a 30 dias. O que ocorre é que por a biomassa permanecer no sistema por um tempo consideravelmente maior do que no processo convencional, e receber a mesma carga de  $DBO_5$  que este processo recebe, a concentração de biomassa se torna maior e a disponibilidade de matéria orgânica menor, ou seja há menos alimento a disposição das para as bactérias. Deste modo, é fácil entender que na modalidade de aeração prolongada, há predominância da fase de respiração de respiração endógena, com maior potencial de auto-oxidação das células e portanto configurando um quadro de estabilização do lodo dentro do reator, com a matéria orgânica celular se convertendo em gás carbônico e água através da respiração.

Segundo von Sperling (2002), para que a biomassa permaneça mais tempo no sistema, é necessário que o reator seja maior (o tempo de detenção do líquido é em torno de 16 a 24 horas). O grande volume do tanque de aeração em relação à vazão afluente permite uma diluição tão grande que o fluxo hidráulico passa a ser de mistura completa, quase que independentemente do formato do tanque de aeração, oferecendo extrema resistência a choques ( DA-RIN, 2016).

Devido à ocorrência da estabilização do lodo, não se faz necessário o seu tratamento completo com digestores. Por isso no processo de aeração prolongada também não é utilizado o decantador primário, como forma de evitar que tenha que se tratar o lodo efluente desta unidade, já que corresponde a um lodo fresco e que necessita de estabilização.

Os parâmetros de projeto para aeração prolongada, segundo Eckenfelder (2018) incluem tipicamente relação  $A/M$  de 0,05 a 0,15 e idade de lodo de 20 a 40 dias e concentrações de sólidos no reator de 3.000 a 5.000 mg/l. As principais aplicações são em indústrias menores, onde a simplicidade de operação e a baixa produção de lodo são importantes.

### Reator Sequencial em batelada (RSB) (Fluxo intermitente)

Com a evolução do tratamento por lodos ativados e o desenvolvimento de Computadores Lógicos Programáveis (CLP's), simples e de baixo custo e ainda com a disponibilidade de sensores de nível e válvulas com atuadores remotos, o processo de tratamento com reator batelada sequencial passou a ser amplamente utilizado a partir do final da década de 1970, principalmente efluentes de pequenas comunidades ou indústrias com geração intermitente ( METCALF & EDDY, 2016).

Os sistemas que operam por batelada têm todas as fases do processo de tratamento ocorrendo em um mesmo reator de mistura completa . Ou seja, todas as unidades do processo, quais sejam, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único compartimento.

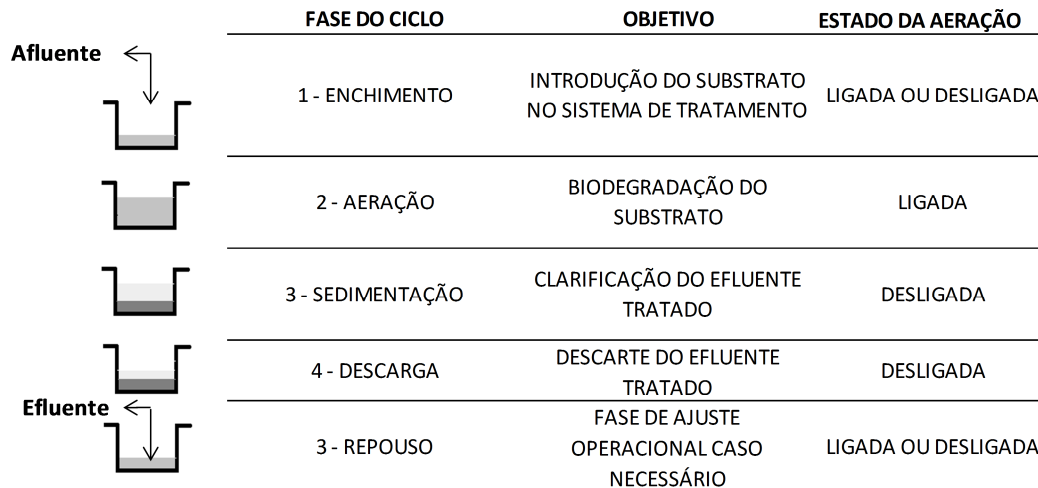
Utilizando um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente sequências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. O processo de lodos ativados com fluxo intermitente pode ser utilizado também na modalidade de aeração prolongada, quando o tanque único passa a incorporar também a unidade de digestão do lodo (von Sperling, 2002).

São estabelecidos ciclos de operação com duração definidas e a biomassa permanece no reator em todos os ciclos que são:

- Enchimento ( o esgoto bruto alimenta o tanque – nesta fase os aeradores podem permanecer desligados ou podem estar ligados em determinado período de tempo);
- Aeração (os aeradores estão ligados durante todo o tempo);
- Sedimentação (Os aeradores são desligados e os sólidos em suspensão sedimentam no tanque até uma determinada altura de manta de lodo);
- Esvaziamento/descarga (O efluente clarificado é retirado e a altura do nível d'água se reduz até próximo à camada de lodo sedimentado). É usual manter-se uma pequena altura de proteção do clarificado acima da manta de lodo, para von Sperling (2002), entre 0,40 a 0,60 m;
- Fase de repouso ( ajuste dos ciclos e remoção do lodo excedente). Vale lembrar que esta fase é opcional, visto a sua finalidade de promover ajustes entre os ciclos de operação.

A estação de tratamento de efluentes que serviu de estudo para esse trabalho opera em sistema de batelada. A **Figura 1.2** resume de forma esquemática o funcionamento desta variante.

**Figura 1.2:** Esquemático do processo de tratamento de efluentes por lodos ativados em batelada.



Fonte: Adaptado de Eckenfelder (1989)

A duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa do sistema. O descarte do lodo excedente geralmente ocorre durante o último ciclo (Repouso), mas como este ciclo é opcional, já que a sua finalidade é a de permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator, o descarte pode se dar em outras fases do processo (von Sperling, 2002).

Segundo Metcalf & Eddy (2003), a porcentagem do tempo de cada período, em relação à duração do ciclo total, pode ser: enchimento = 25%, reação = 35%, sedimentação = 20%, decantação = 15% e repouso = 5%.

Para von Sperling (2002) estima-se a duração de cada etapa por ciclo, de acordo com cada variante do tratamento e as substâncias removidas, conforme a **Tabela 1.1**.

**Tabela 1.1:** Duração de cada etapa do ciclo, segunda três alternativas de projeto.

Etapa	Idade do lodo convencional		Idade do lodo convencional		Aeração Prolongada	
	Redução de DBO5		Redução de DBO5, Remoção de N,P		Redução de DBO5, Remoção de N e P	
	Duração (h)	% do total	Duração (h)	% do total	Duração (h)	% do total
Enchimento	3,5	38,9	3,0	26,1	2,5	23,8
Enchimento com mistura	-	-	-	-	0,5	4,8
Reação Anaeróbia	-	-	0,5	4,4	0,5	4,8
Reação Aeróbia	3,0	33,3	2,5	21,7	2,5	23,8
Reação Anóxica	-	-	2,0	17,4	2,0	19,1
Sedimentação	1,0	11,1	1,5	13,0	1,0	9,5
Esvaziamento	1,5	16,7	2,0	17,4	1,5	14,3
<b>Total</b>	<b>9,0</b>	<b>100,0</b>	<b>11,5</b>	<b>100,0</b>	<b>10,5</b>	<b>100,0</b>

Fonte: Adaptado de von Sperling (2002)

A grande vantagem observada nesse processo é a redução de unidades do sistema. Não se utiliza decantador final e não há equipamentos específicos para a sedimentação, além disso o lodo que sedimentou no fundo do tanque fica em suspensão novamente na fase de aeração, dispensando assim, a utilização de bombas de recirculação de lodo. Geralmente a relação A/M da operação de um sistema por bateladas é de 0,05 a 0,20 kg DBO<sub>5</sub>/kg SSVTA.dia, dependendo da qualidade do efluente especificado (ECKENFELDER, 1998). Várias modificações associadas à operação do sistema e aos tempos associados com cada etapa de tratamento podem ser executadas para visando remoção de nitrogênio e fósforo.

### 1.3 Cinética do processo biológico

O tratamento por lodos ativados caracterizado por um processo biológico é regido pela dinâmica entre consumo de matéria orgânica proveniente da atividade metabólica da biomassa e o conseqüente crescimento microbiano. Para execução de projetos, bem como para a operação de estação de tratamento de efluentes, faz-se necessário o conhecimento das reações biológicas que ocorrem no sistema e a velocidade com que estas acontecem.

#### 1.3.1 Representação do substrato e da biomassa

##### Biomassa

É sabido que a unidade de massa das células microbianas (biomassa) é expressa em termos de Sólidos em Suspensão (SS ou  $X$ ). Desses sólidos em suspensão existe uma fração orgânica que desempenha a função de conversão do substrato, ou seja, volatilizar a matéria orgânica através da oxidação, chamada de Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV ou  $X_v$ ), e outra, inorgânica que não tem capacidade para isso, chamada de Sólidos em Suspensão Inorgânicos (SSI ou  $X_i$ ). De modo geral os sólidos fixos ou inorgânicos servem como indicadores da parcela de substâncias minerais contidas na amostra (DA-RIN-2010). A biomassa, por esse motivo, é frequentemente expressa em termos de SSV (VON SPERLING, 2002), porém tal prática causou muitos problemas e incertezas. (ECKENFELDER, 1998).

Marais e Ekama (1976) propuseram a divisão do lodo orgânico em parte ativa (que verdadeiramente participa da estabilização do substrato), resíduo endógeno (remanescentes do processo de respiração endógena) e lodo inerte (matéria orgânica não biodegradável particulada). Porém von Sperling (2002) explica que a classificação do lodo em ativo e não ativo não é comumente utilizada devido a sua dificuldade de medição. Além disso, von Sperling (2002) classifica os sólidos orgânicos em parte biodegradável ( $SSV_b$  ou  $X_b$ ) e parte não biodegradável ou inerte ( $SSV_{nb}$ ) que são resíduos de células resultantes do processo de respiração

endógena e que acumulam no reator. Contudo, conforme Ramdani et al. (2012 apud METCALF & EDDY, 2016) esses resíduos de células têm sido classificados com uma taxa de degradação muito lenta. Ainda assim, essa parcela é tipicamente, uma fração pequena dos SSV em um biorreator utilizado para tratar esgotos domésticos e industriais (METCALF & EDDY, 2016).

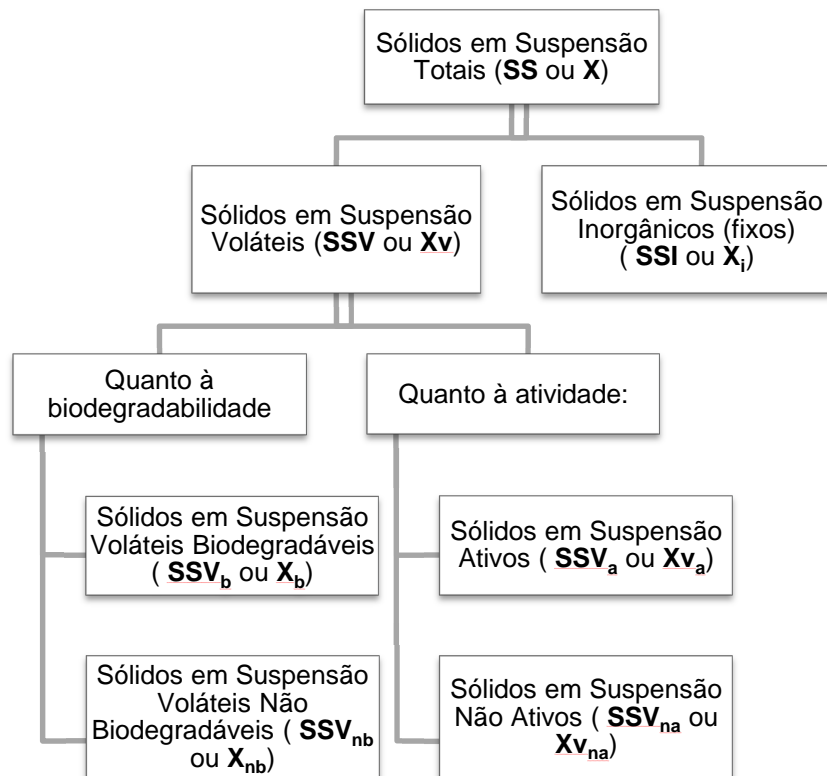
Deste modo concluímos que:

$$SST = SSV + SSI \quad (1.1)$$

$$SSV = SSV_{nb} + SSV_b \quad (1.2)$$

Em resumo, seguindo a linha simplificadora de von Sperling, para ilustrar a distribuição dos sólidos em suspensão no reator, segue a hierarquia representada na **figura 1.3**:

**Figura 1.3:** Distribuição dos sólidos em suspensão no reator.



Fonte: Adaptado de von Sperling, 2002.

Os sólidos voláteis logo após serem produzidos, aproximadamente 20% são não biodegradáveis ou inertes ( $SSV_{nb}$  ou  $X_{nb}$ ) e 80% são biodegradáveis ( $SSV_b$  ou  $X_b$ ) (Eckenfelder 1989, *apud* Von Sperling, 2002). Conforme o passar do tempo, a fração biodegradável ( $f_b$ ) da biomassa, ou seja a relação  $X_b/X_v$  decresce e pode ser expressa da forma a seguir para afluentes que contenham apenas substrato orgânicos solúveis (Eckenfelder, 1989, *apud* von Sperling, 2002):

$$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c} \quad (1.3)$$

Onde:

$f_b$ = fração biodegradável dos SSV gerados no sistema ( $X_b/X_v$ ), submetidos a uma idade do lodo  $\theta_c$ ;

$f_b'$ = fração biodegradável dos SSV imediatamente após a sua geração no sistema, com  $\theta_c = 0$ , ou seja 0,8 (=80%);

$\theta_c$ = tempo médio que os sólidos de lodos ativados permanecem no sistema (detalhado no item 1.2);

$K_d$ = Coeficiente de respiração endógena;

O conceito de fração biodegradável é omitido em diversos textos técnicos, usualmente direcionados para lodos ativados do tipo convencional (von Sperling, 2002). Von Sperling, seguindo a mesma linha de Eckenfelder, diferentemente de diversos outros autores, utiliza esse conceito objetivando incluir também as situações intrínsecas do tratamento de efluentes por lodos ativados na modalidade de aeração prolongada, a qual consideração se torna indispensável, visto que a ETEI objeto de estudo deste trabalho opera nesse sistema. É importante ressaltar que os valores assumidos para  $K_d$  relacionados à utilização do conceito de  $f_b$ , são ligeiramente superiores aos mencionados em textos técnicos que não utilizam  $f_b$ .

Apesar de a biomassa ser frequentemente representada por SSV, devido à simplicidade deste parâmetro, na realidade o SSV medido no reator pode conter alguma quantidade de SSV não biodegradável e SSV que pode degradar lentamente advinda do afluente.



É válido salientar, que ao contrário da situação apontada acima, se o afluente contiver substrato composto por SSV, como em águas residuárias de fábricas de papel e celulose, no caso de uma avaliação de geração de lodo, a equação (1.3) sozinha não vai ser suficiente para representar a fração biodegradável do lodo, tendo que ser considerada a concentração de SSV afluentes.

Outros parâmetros que são utilizados para indicar o crescimento de biomassa são o conteúdo de proteínas, DNA e trifosfato de adenosina (TFA), um composto nucleotídeo celular envolvido em transferência de energia. Tanto o TFA quanto o DNA têm sido utilizados principalmente quando os sólidos do reator contêm proteínas e outros sólidos que não são associados com a biomassa (Metcalf & Eddy, 2016).

### Substrato

A matéria orgânica (substrato) comumente é medida em termos de Demanda Bioquímica de Oxigênio, DBO de cinco dias ( $DBO_5$ ), mas Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Carbono Orgânico Total (COT) também são parâmetros permitidos. Apesar do uso universal da  $DBO_5$ , são conhecidas as diversas limitações do uso da mesma. A  $DBO_5$  somente contabiliza a matéria orgânica que pode ser degradada biologicamente e essa é uma séria desvantagem, visto que o tempo de 5 dias pode ser ainda insuficiente para que toda a matéria orgânica seja utilizada. Além disso esse tempo de 5 dias para obter o seu resultado é longo, visto que para a obtenção da DQO existem métodos que duram até 15 minutos. Como dizem Metcalf & Eddy (2016, p.114), com relação a  $DBO_5$  “espera-se que, por meio dos esforços contínuos de pesquisadores nesse campo, uma das outras medidas do conteúdo orgânico ou, talvez, uma nova medida possa, finalmente, ser utilizada em seu lugar.”

Segundo Eckenfelder (2002), são três os mecanismos de remoção de matéria orgânica por biodegradação:

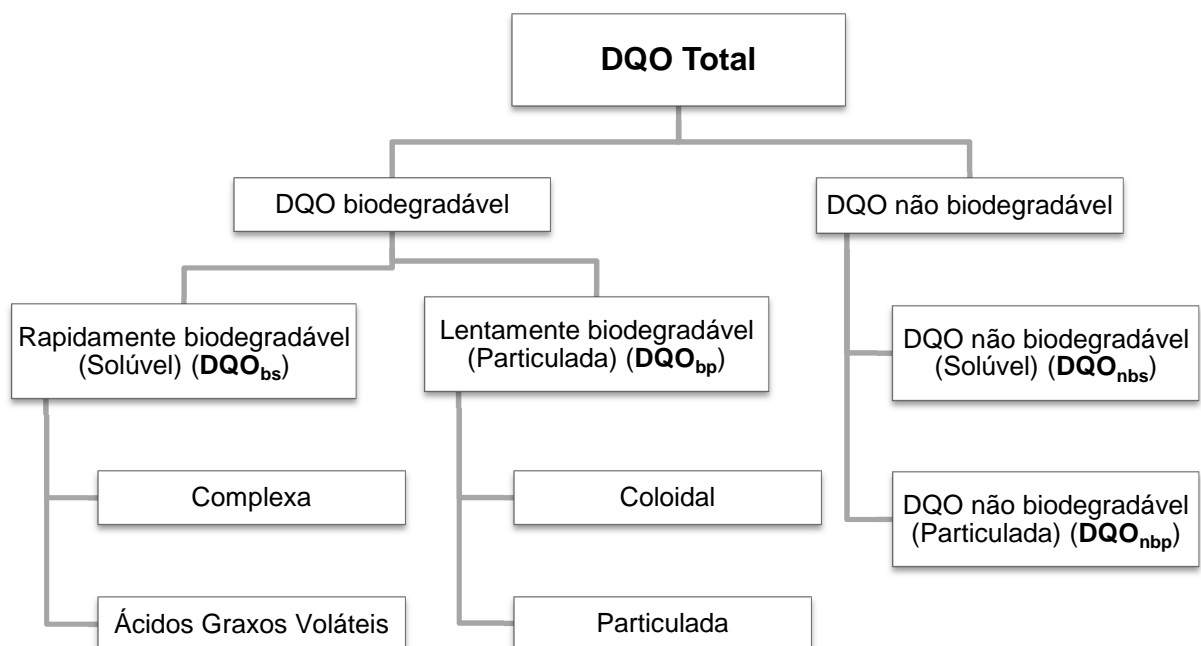
- 1- Remoção de matéria suspensa por adsorção ao floco biológico, essa remoção é rápida e depende da mistura do afluente com o lodo.

2- Remoção de material coloidal por adsorção físico-química no floco biológico.

3- Uma biossorção de matéria orgânica solúvel pelos microrganismos. Vale observar que há alguma dúvida sobre se essa remoção é o resultado de complexação enzimática ou é um fenômeno de superfície e se a matéria orgânica é mantida na superfície bacteriana ou está dentro da célula como um produto de armazenamento, ou ambos. A quantidade de redução imediata de  $DBO_5$  solúvel está relacionada à suas características e é diretamente proporcional a concentração do lodo presente no reator e ao tempo de permanência dele no mesmo.

Metcalf & Eddy (2016) citam que diferentemente da  $DBO_5$ , uma parcela da DQO não é biodegradável, de maneira que esse parâmetro é dividido em duas categorias: biodegradável e não biodegradável, existindo para cada uma dessas categorias uma DQO dissolvida e uma particulada (sólidos coloidais e em suspensão) representadas na **figura 1.4**.

**Figura 1.4:** Fracionamento da DQO no efluente



Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2016)

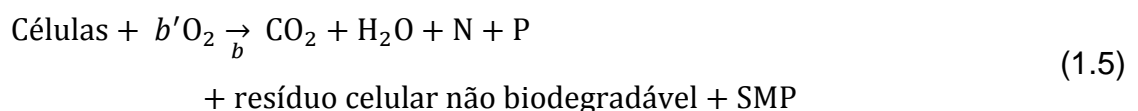
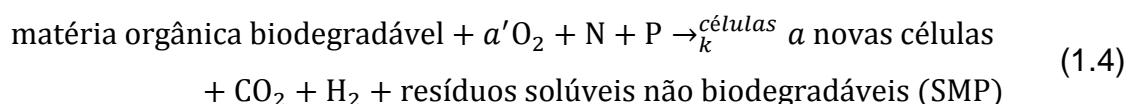
Uma vez que somente a matéria orgânica biodegradável é removida no processo de lodo ativado, a DQO não biodegradada solúvel estará presente no efluente e a DQO não biodegradável particulada irá contribuir para a formação do lodo total.

A DQO solúvel remanescente no efluente consistirá de compostos orgânicos não degradáveis presentes no afluente (se for o caso) , resíduos orgânicos degradáveis (conforme definido pela BOD<sub>5</sub> solúvel) mais os produtos microbianos solúveis (SMP – do inglês *Soluble Microbial Products*) gerados no processo. SMP são subprodutos da oxidação que não são degradáveis (ECKENFELDER, 2000), e são excretados pela célula microbiana como forma de auxiliar na utilização de substratos ou liberados durante a lise celular (FENU et al, 2010).

Na lise ou ruptura celular, também conhecida como fase de respiração endógena após o esgotamento das reservas de substrato, os microrganismos metabolizam seu próprio material celular sem reposição, havendo uma destruição de suas células e uma sucessão de novas espécies, sendo os nutrientes da célula morta liberados para as demais células (JORDÃO e PESSÔA, 2014).

#### Taxas de consumo de substrato e crescimento de biomassa

No processo da remoção de matéria orgânica por biodegradação em presença de oxigênio, ocorrem dois fenômenos básicos: oxigênio é consumido pelos organismos para energia e nova massa celular é sintetizada. Além disso, os organismos também sofrem auto-oxidação progressiva em sua massa celular. Esses fenômenos são reproduzidos por Eckenfelder (2000) através das equações (1.4) e (1.5):



Onde:

$a'$  = é a fração da matéria orgânica removida que é oxidada para energia;

$a$  = é a fração da matéria orgânica removida que é sintetizada em massa celular;

$k$  = coeficiente de taxa de utilização do substrato;

$b'$  = Coeficiente necessário para oxidação da biomassa;

$b$  = é a fração por dia da biomassa degradável, ou coeficiente de respiração endógena;

O coeficiente de produção celular (" $a$ ") também conhecido na literatura por " $Y$ " e o coeficiente de espiração endógena (" $b$ "), também conhecido por " $k_d$ " têm variações no esgoto doméstico a depender do autor.

A fração  $a'$  da matéria orgânica a ser degradada, é oxidada para produção de energia essencial na fase de síntese, e  $b'$  é a quantidade de oxigênio necessário para a respiração endógena. Estes parâmetros para esgotos sanitários têm-se encontrado respectivamente no entorno de 0,52/dia e 0,12 (ROQUE e NASCIMENTO, 2010).

Metcalf & Eddy (2016) sugerem a expressão abaixo para taxa de utilização de substrato:

$$r_{su} = \frac{dS}{dt} = \frac{k \times X_v \times S}{(K_s + S)} \quad (1.6)$$

Onde:

$r_{su}$ = taxa de utilização do substrato por unidade de volume do reator, g/m<sup>3</sup>.dia;

$k$ = taxa máxima de utilização de substrato específico, em g substrato/g microrganismos.dia;

$X_v$  = Concentração de biomassa (microrganismos), em g/m<sup>3</sup>;

$S$ = concentração, em solução, de substrato limitante de crescimento, em g/m<sup>3</sup>;

$K_s$ = constante de meia-velocidade, ou seja, concentração do substrato quando a taxa máxima de utilização do substrato for a metade ( $k/2$ ), em g/m<sup>3</sup>;

A equação (1.6) também pode ser colocada no modelo de crescimento bacteriano diante da limitação de um único substrato, proposto por Monod (1949). Neste caso o modelo é representado pela própria concentração de biomassa:

$$r_g = \frac{dX_v}{dt} = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \times X_v \times S}{(K_s + S)} \quad (1.7)$$

Onde:

$r_g$  = taxa de crescimento bacteriano através da utilização de substrato, em g/m<sup>3</sup>.dia;

$\mu_{m\acute{a}x}$  = taxa máxima de crescimento de bactérias específicas, em g biomassa/g biomassa.dia;

$t$  = tempo cronológico (em execução);

Para Metcalf & Eddy (2016), os valores típicos de  $\mu_{m\acute{a}x}$  e  $K_s$  a 20 °C, em lodos ativados para tratamento de esgotos domésticos, são de 1,5 a 5,0 d<sup>-1</sup> para  $\mu_{m\acute{a}x}$  e de 25 a 100 mgDBO<sub>5</sub>/L para  $K_s$ .

A equação (1.7) presume que todos os outros substratos (nutrientes) estão em excesso. Na verdade, a limitação múltipla é mais frequente do que se supunha no passado, qualquer nutriente isolado pode ser um limitante de crescimento (ECKENFELDER,1998). Todavia, o substrato doador de elétrons geralmente é o fator limitante, devido aos demais requerimentos comumente estarem disponíveis em excesso. (METCALF & EDDY, 2016)

Segundo Marais e Ekama (1976) o modelo de Monod é deficiente e incompleto, pois não dá resultados quando aplicado ao sistema dinâmico de lodos ativados, ou seja que o modelo está restrito à não variação da concentração de substrato afluente ao reator. Gaudy, Obayshi e Gaudy (1971 apud Marais, Ekama e Dold 1981) julgaram o modelo de Monod como inadequado para retratar o comportamento transitório do processo de lodo ativado, tratando prontamente substratos solúveis assimiláveis. Eles descobriram que a relação não prevê que há mudança no comportamento do crescimento do organismo após alguma variação taxa de alimentação.

Segundo Wilson (1993), os modelos cinéticos de reações bioquímicas, em sistemas de tratamento de esgoto, geralmente são representados não só pelo modelo de Monod, mas também por modelos de reações de 1ª ordem ou de ordem 0. Em casos de operações do tratamento biológico com concentrações de substrato baixas, a reação de 1ª ordem abaixo é suficiente (Metcalf & Eddy, 2016):

$$r_{su} = k \times X_v \times S \quad (1.8)$$

Segundo von Sperling (1996), no caso de efluentes industriais as reações de 2ª ordem podem acontecer.

Como mostrado na equação (1.4), conforme as bactérias consomem substrato, a energia produzida pela oxidação desse substrato é utilizada para processar carbono e nutrientes e por consequência produzir nova biomassa, ou seja parte da matéria orgânica removida é sintetizada em biomassa e a essa fração chamamos Y.

**Figura 1.5:** Ilustração do consumo de matéria orgânica e consequente produção de biomassa



Fonte: A autora, 2018.

Deste modo, podemos representar essa relação assim:

$$\text{taxa de crescimento bacteriano} = Y \times \text{taxa de remoção de substrato} \quad (1.9)$$

$$\text{Ou} \quad r_g = Y \times r_{su} \quad (1.10)$$

$$\text{Ou ainda,} \quad \frac{dX_v}{dt} = Y \times \frac{dS}{dt} \quad (1.11)$$

Onde:

$Y$  = coeficiente de produção celular adimensional (massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de massa de  $DBO_5$  removida, em g biomassa/g substrato utilizado;

De acordo com a premissa de proporcionalidade entre crescimento microbiano e consumo de substrato, como visto acima, concluímos também que quando o substrato está sendo utilizado à sua taxa máxima, as bactérias também estão crescendo às suas taxas máximas, conforme segue:

$$\mu_{\text{máx}} = kY \quad (1.12)$$

Para reflexão do crescimento líquido bacteriano, deve-se levar em consideração a taxa de decréscimo proveniente da fase de respiração endógena do processo. À vista disso, von Sperling (2002) expressa a taxa de decaimento bacteriano por:

$$\frac{dX_b}{dt} = -K_d \times X_b \quad (1.13)$$

Onde:

$X_b$  = Concentração de SSV biodegradáveis, em mg/l;

$K_d$  = coeficiente de respiração endógena, em  $d^{-1}$ ;

O conceito de que os materiais restantes da célula ficam disponíveis para outras células vivas no processo de lise celular na fase de respiração endógena é refletido no termo energia de manutenção, que tem sido usado recentemente em vez do termo taxa de decaimento (ECKENFELDER, 1998).

A utilização de  $X_b$  na equação deve-se ao fato de que apenas a parcela biodegradável é contabilizada no decaimento bacteriano, já que a parcela orgânica não biodegradável está imune a esse processo.

A concentração de  $X_b$  pode ser obtida multiplicando-se  $X_v$  pelo fator  $f_b$  (equação 1.3), que representa a fração biodegradável dos sólidos em suspensão voláteis, deste modo:

$$f_b = \frac{X_b}{X_v} \quad (1.14)$$

Abaixo é demonstrada a **Tabela 1.2** com os valores dos coeficientes cinéticos,  $K_d$  e  $Y$  considerados pelos principais autores para esgotos domésticos. De qualquer forma, estes parâmetros podem ser determinados experimentalmente em laboratórios, principalmente quando se tratarem de despejos industriais misturados com esgotos domésticos e também podem ser encontrados através de artigos em revistas especializadas ou trabalhos publicados em Congressos especializados (ROQUE e NASCIMENTO, 2010).

**Tabela 1.2:** Constantes cinéticas no processo de lodos ativados (para esgotos domésticos)

Coeficiente de Produção (Y), base DBO <sub>5</sub>	Coeficiente de Produção (Y), base DQO	Coeficiente de respiração endógena (K <sub>d</sub> )	Autor
0,5	-	0,055	Heukelekian
0,5	-	-	Middlebrooks
0,38	-	0,069	Middlebrooks
0,53	-	0,001	Jenkins e Menar
0,6	-	0,05	Haas e Pearson
0,73	-	0,075	Eckenfelder
0,30-0,70	0,20 - 0,50	0,03-0,07	Qasim
-	0,33	-	McWorter e Heukelekian
-	0,33	0,001	Jenkins e Menar
-	0,33	0,04	Jenkins e Garrison
-	0,67	0,07	Benedek
-	0,31	0,016	Parkhurst, Pearson
-	0,34	0,016	Eckhoff e Jenkins
-	0,35	0,05	Haas e Pearson
0,40 - 0,60	-	0,06 - 0,15	Metcalf & Eddy
0,40-0,80	-	0,06-0,10	Von Sperling

Fonte: Adaptado de Jordão e Pessôa (2014)

Sendo assim, pode-se representar o crescimento de biomassa conforme abaixo:

Mediante as equações (1.8) e (1.13):

$$\frac{dX_v}{dt} = \mu_{\text{máx}} \times \frac{S}{K_s + S} \times X_v - K_d \times X_b \quad (1.15)$$



Pelas equações (1.8), (1.12) e (1.13):

$$\frac{dX_v}{dt} = Y \times K \times \frac{S}{K_s + S} \times X_v - K_d \times X_b \quad (1.16)$$

E simplesmente pelas equações (1.11) e (1.13):

$$\frac{dX_v}{dt} = Y \times \frac{dS}{dt} - K_d \times X_b \quad (1.17)$$

A equação (1.16) colocada sob condições finitas de tempo, fica:

$$\frac{\Delta X_v}{t} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{t} - K_d \times X_b \quad (1.18)$$

### 1.3.2 Produção de sólidos no reator

Diante das relações acima elencadas, tendo em vista que  $t$  é o tempo de detenção hidráulica ( $V/Q$ ), para produção de lodo diária, de efluentes que contenham principalmente substratos orgânicos solúveis, considerando reatores de mistura completa, Eckenfelder (1998), define a equação (1.19) a seguir:

$$\Delta M X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V \quad (1.19)$$

Onde:

$\Delta M X_v$  = produção líquida diária de SSV, em g/ dia;

$Q$  = vazão afluyente de  $DBO_5$ , em  $m^3$ /dia

$V$  = volume do reator, em  $m^3$ .

As expressões cinéticas utilizadas para descrever o crescimento biológico estão associadas à concentração de biomassa ativa, que foram representadas de forma simplificada por  $X_v$ . Além da contribuição da biomassa ativa e dos resíduos

celulares resultantes de respiração endógena elucidados anteriormente, pode haver também contribuição de SSV afluente.

A equação (1.19) é então modificada caso haja contribuição de SSV no afluente (ECKENFELDER, 1998):

$$\Delta MX_v = Y[(S_0 - S) + f_d f_x X_{av}]Q - [K_d f_b f_{biom} X_v]V + [(1 - f_d) f_x X_{av} + (1 - f_x) X_a]Q \quad (1.20)$$

Biomassa
SSV<sub>b</sub> afluente
Biomassa auto-oxidada
Resíduo de SSV<sub>b</sub> não degradado afluente
SSV<sub>nb</sub> afluente

Onde:

$X_{av}$  = Concentração de SSV afluente, em mg/L;

$f_x$  = fração biodegradável dos SSV afluente;

$f_d$  = fração biodegradável dos SSV afluente que é degradada;

$f_{biom}$  = fração dos SSV que é biomassa (SSV gerados no reator);

É possível também a contribuição de SSI no afluente :

$$\Delta SSI = a[(S_0 - S)f_i + f_{aind}X_{ai}]Q + \text{Produção inerte} \quad (1.21)$$

$\Delta SSI$  = produção de sólidos suspensos inertes ( sólidos suspensos não voláteis), em g/ dia;

$X_{ai}$  = Concentração de Sólidos suspensos inertes afluente, em mg/L;

$f_{aind}$  = fração não degradada dos sólidos suspensos inertes afluente;

$f_i$  = fração inerte da biomassa;

$a$  = biomassa produzida por unidade de substrato removida em mg SST/ mg DBO (ou DQO)

Sabe-se que a produção líquida de sólidos totais é igual à produção líquida de sólidos voláteis mais a produção de sólidos inorgânicos, isto posto, basta somar as equações (1.20) e (1.21) para obter a produção líquida de sólidos totais.

Estima-se que a relação (SSV/SST) pode variar de 0,80 a 0,90 (METCALF & EDDY, 2016). Portanto também se pode calcular a produção total de sólidos, considerando a produção líquida de SSV aplicada ao valor dessa relação:

$$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV} \quad (1.22)$$

Onde:

$\Delta MX$  = produção líquida de SST, em g/ dia;

Segundo von Sperling (2002), a carga de sólidos biodegradáveis não necessita ser levada em consideração separadamente, já que estes sólidos serão adsorvidos nos flocos biológicos no reator, onde serão hidrolisados e posteriormente degradados, gerando novos sólidos biológicos e consumo de oxigênio. Sendo assim, também é válido comentar ainda sobre o conceito de síntese celular observada ( $Y_{obs}$ ) que corresponde à produção de sólidos medida em relação ao substrato removido e pode ser calculada em termos de g SST/g DQO<sub>sb</sub> ou g DBO, ou por g SSV/g DQO<sub>sb</sub> ou g DBO e se baseia em medidas diretas da produção líquida da biomassa e no consumo de substrato já considerando as perdas de células por decaimento da biomassa (METCALF & EDDY, 2016). Considerando que não haja contribuição de SSV<sub>nb</sub> no afluente e utilizando o conceito de fração biodegradável da biomassa que é auto-oxidada no processo de respiração endógena, a produção líquida de sólidos pode também ser escrita, utilizando a síntese celular observada ( $Y_{obs}$ ), sendo expressa por:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + f_b \times K_d \times \theta_c} \quad (1.23)$$

Desta forma, a produção líquida de SSV pode ser dada por:

$$\Delta MX_v = Y_{obs} \times Q \times (S_0 - S) \quad (1.24)$$

Ou

$$\Delta MX_v = \frac{Y \times Q \times (S_0 - S)}{1 + f_b \times K_d \times \theta_c} \quad (1.25)$$

Onde:

$\Delta MX_v$  = produção líquida de SSV, em g/dia;

Q = Vazão afluyente, em m<sup>3</sup>/dia;

$\theta_c$  = idade do lodo (detalhado no item 1.3);

$Y_{obs}$  = síntese celular observada;

Outros termos foram definidos previamente.

Nota-se que a produção líquida pelo conceito da síntese celular observada ( $Y_{obs}$ ) está condicionada a idade do lodo, que só é um conceito válido diante do regime estacionário. Percebe-se que a produção observada diminui com o aumento da idade do lodo, devido à perda de biomassa pela maior taxa de respiração endógena e um dos fatores que aumenta a taxa de respiração endógena é a temperatura.

### 1.3.3 Determinação experimental dos coeficientes cinéticos Y e $K_d$

Já sabendo os valores de a, b (ou Y,  $k_d$ ), pelos dados disponíveis na literatura ou já publicados, pode-se calcular a produção de lodo. No caso da obtenção dos mesmos experimentalmente, há a necessidade de elaborar a fórmula final de forma a ser prática (ROQUE e NASCIMENTO, 2010). Desta maneira, considera-se a equação (1.19) desenvolvida por Eckenfelder e a equação (1.14) e tem-se:

$$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times f_b \times X_v \times V \quad (1.26)$$

Ao multiplicar-se todos os termos da equação (1.26) por  $1/f_b \cdot X_v \cdot V$ , tem-se:

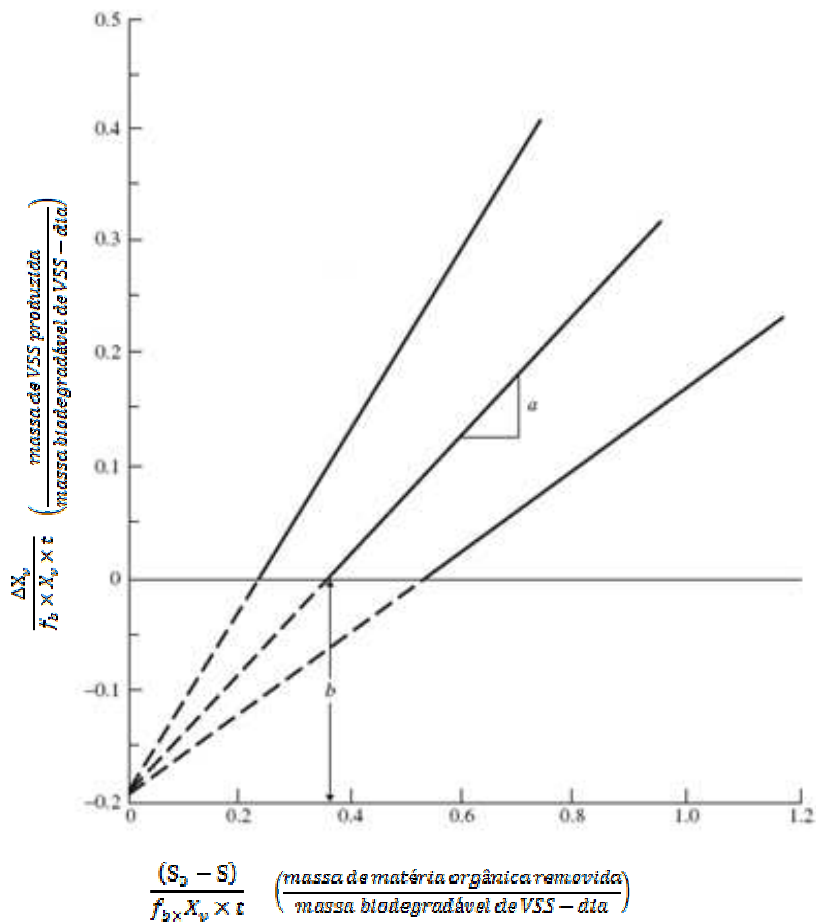
$$\frac{\Delta MX_v}{f_b \times X_v \times V} = \frac{Y(S_0 - S) \times Q}{f_b \times X_v \times V} - \frac{K_d \times f_b \times X_v \times V}{f_b \times X_v \times V} \quad (1.27)$$

E por fim, sabendo que  $t = (V/Q)$ :

$$\frac{\Delta X_v}{f_b \times X_v \times t} = \frac{Y(S_0 - S)}{f_b \times X_v \times t} - K_d \quad (1.28)$$

Pode-se então, plotar  $\Delta X_v/f_b \times X_v \times t$  e  $S_0 - S/f_b \times X_v \times t$  em um par de eixos cartesianos, obtendo-se uma reta, cuja inclinação é a medida de “Y” e cuja interseção na ordenada fornece “K<sub>d</sub>”, conforme gráfico representado na **figura 1.6**:

**Figura 1.6:** Determinação dos coeficientes cinéticos.



Fonte: Adaptado de Eckenfelder(1998)

## 1.4 Idade do lodo e tempo de detenção hidráulica

A idade do lodo ou tempo médio de residência celular, define-se pela relação entre massa total de lodo no tanque de aeração e a massa de lodo descartada a cada intervalo de tempo  $dt$ :

$$\text{idade do lodo} = \frac{\text{massa de sólidos no sistema}}{\text{massa de sólidos retirado do sistema por unidade de tempo}} \quad (1.29)$$

Ou seja, de forma simplificada, pela equação (1.30):

$$\theta_c = \frac{X_v}{\Delta X_v / \Delta t} \quad (1.30)$$

Onde:

$\theta_c$  = idade do lodo;

$X_v$  = Concentração de SSV no tanque de aeração (SSVTA) em mg/L;

$\Delta X_v$  = Concentração de Lodo em excesso retirado do sistema em mg/L;

$\Delta t$  = Variação do tempo;

Ou ainda :

$$\theta_c = \frac{X_v \times V}{X_v \times Q} \quad (1.31)$$

Onde:

$V$  = Volume do reator de aeração;

$Q$  = Vazão do lodo em excesso;

Em síntese, a idade do lodo representa o tempo de permanência do lodo biológico no reator. Para von Sperling (2002) valores típicos de idade do lodo para lodos ativados convencional são de 4 a 10 dias e para aeração prolongada de 18 a 30 dias.

Valores de  $\theta_c$  menores que 4 dias conduzem a formação de um floco que não é bastante denso para uma boa sedimentação (IVL elevado), e de  $\theta_c$  maiores que 15

dias ao aparecimento de flocos pequenos, que requerem uma menor taxa de vazão superficial no decantador final. A idade do lodo assume assim importância fundamental, uma vez que governa a própria sedimentação final do lodo ativado e a qualidade do efluente tratado (JORDÃO e PESSÔA, 2014).

Deve-se levar em consideração ainda o desejo ou não de se remover nutrientes. Segundo Ferreira (2000), o processo de nitrificação é favorecido pela alta idade do lodo.

O tempo de detenção hidráulica se difere da idade do lodo, pois é o tempo que o afluente ao reator permanece no mesmo, caracterizando assim a equação (1.32):

$$t = \frac{V}{Q} \quad (1.32)$$

Onde:

t = tempo de detenção hidráulica;

V= Volume do reator;

Q = vazão do afluente;

#### 1.4.1 Dimensionamento de reatores pela idade do lodo

O parâmetro de idade do lodo é comumente utilizado na literatura para dimensionamento de tanques de aeração.

Diante das equações (1.14) e (1.19), temos:

$$\frac{\Delta X_v}{\Delta t} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{t} - K_d \times f_b \times X_v \quad (1.33)$$

Ao dividir a equação (1.33) por  $X_v$ , tem-se:

$$\frac{\Delta X_v / \Delta t}{X_v} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{X_v \times t} - K_d \times f_b \quad (1.34)$$

Observa-se que o primeiro membro da equação (1.34) é igual ao inverso da idade do lodo (equação 1.30) então:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{X_v \times t} - K_d \times f_b \quad (1.35)$$

Ao rearranjar a equação (1.35) e ao substituir  $t$  por  $(V/Q)$ , pode-se calcular o volume do tanque de aeração em função da idade do lodo ( $\theta_c$ ), da carga orgânica que se deseja remover,  $X_v$  e dos coeficientes cinéticos:

$$V = \frac{Y \times \theta_c \times Q \times (S_0 - S)}{X_v \times (1 + K_d \times f_b \times \theta_c)} \quad (1.36)$$

Segundo Metcalf & Eddy (2016), a idade do lodo é o parâmetro mais relevante para projeto e operação do processo de lodos ativados. Mas é importante deixar claro que o conceito de idade do lodo é atrelado à condição de descarte regular diário, dentro de um sistema de regime permanente, onde a vazão afluyente e a concentração do substrato são constantes, o que permite consequentemente concluir que a biomassa no reator é constante. Sabe-se que essas hipóteses não retratam a realidade, pois o sistema funciona dinamicamente e há variações tanto nas características quanto na vazão do afluyente e que a massa de lodo descartada não necessariamente é igual à massa de lodo produzida, o que por si só já invalida o conceito de idade do lodo. Portanto a idade do lodo só se torna um bom parâmetro de controle se o excesso de lodo produzido diariamente for descartado.

## 1.5 Relação Alimento / Microrganismos

A relação Alimento/Microrganismos mede a razão entre o alimento disponível no esgoto afluyente, ou substrato, e os organismos que irão metabolizá-lo no tanque de aeração.



$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times S_0}{V \times X_v} \quad (1.37)$$

Onde:

A/M = relação alimento para microrganismo, em gDBO ou DQO<sub>bs</sub>/gSSV. dia;

Q = vazão afluente, em m<sup>3</sup>/dia;

S<sub>0</sub>= Concentração de DBO ou DQO<sub>bs</sub> afluente, em g/m<sup>3</sup>;

V = Volume do tanque de aeração, em m<sup>3</sup>;

X<sub>v</sub>= Concentração de biomassa na mistura do reator, em g/m<sup>3</sup>;

Várias pesquisas demonstram que existe uma relação entre eficiência do processo e a relação A/M. Diversos autores expõem opiniões diferentes, porém próximas, de faixas ideais desse parâmetro na operação das ETE's.

Segue a **Tabela 1.3** com as faixas de A/M estabelecidas pelos principais autores:

**Tabela 1.3:** Faixas de valores usuais para relação A/M, segundo diversos autores.

Faixas de valores usuais de Relação A/M (kg DBO <sub>5</sub> /kg SSVTA.dia)		Autor
Lodos Ativado Convencional	Lodos Ativado Aeração prolongada	
0,5	0,05 - 0,20	Eckenfelder
0,2-0,4	0,05 - 0,15	Metcalf & Eddy
0,3-0,4	0,07-0,10	Jordão e Pessoa
0,2-0,4	0,05 - 0,15	Da-Rin
0,3-0,8	0,08-0,15	von Sperling
0,20-0,70	≤0,15	NBR 12.209/11

Fonte: A autora, 2018.

De acordo com estudos de Li et al ( 2011), altas relações de A/M formam grânulos maiores na biomassa, enquanto relações mais baixas, formam grânulos menores. Embora grandes grânulos possam ser formados mais rapidamente a uma A/M mais alta, os grandes tamanhos de grânulos não são desejáveis para o

propósito de tratamento de águas residuárias. Verificou-se que grânulos grandes geralmente são menos estáveis e têm mais problemas em operação de longo prazo, como quebra, erosão, flutuação e contaminação por fungos, já grânulos pequenos e saudáveis são mais favoráveis para uso no tratamento biológico de efluentes.

A relação A/M está relacionada à idade do lodo pela equação (1.38):

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \times \frac{A}{M} - K_d \times X_b \quad (1.38)$$

Isso quer dizer que em regime permanente, sistemas operados com valores altos de A/M, resultam em valores mais baixos de idade do lodo.

### 1.5.1 Dimensionamento de reatores pela relação Alimento / Microrganismos

A relação A/M pode ser utilizada para dimensionamento de tanque de aeração, bem como controle operacional. Porém, este método pressupõe que tanto a vazão quanto o substrato afluente não irão variar ao longo do tempo, o que significa que a carga orgânica afluente se manterá aproximadamente constante (DARIN, 2010). Conhecida a vazão e concentração de substrato afluente e arbitrado o valor da relação A/M e sabendo-se a concentração desejada de sólidos no reator, é possível se chegar ao volume do reator pela equação (1.37).

## 1.6 Índice volumétrico do lodo (IVL)

O IVL é uma ferramenta para controle do processo de formação e sedimentabilidade do lodo, constituindo uma ferramenta operacional importante de avaliação do comportamento da fase biológica. Por definição, é o volume em mililitros ocupado por 1 grama de lodo, após uma sedimentação de 30 minutos. Pode ser definido ainda como a razão entre o teor de lodo e a sua concentração no tanque de aeração (JORDÃO e PESSÔA, 2014) representada pela equação (1.39):

$$IVL \left( \frac{\text{ml}}{\text{g}} \right) = \frac{\text{Teor de lodo}}{SSV_{TA}} = \frac{Q_r [L/dia]}{(Q + Q_r) [L/dia] \times X_v [mg/L]} \times 10^6 \left[ \frac{\text{ml}}{\text{g}} \right] \quad (1.39)$$

Onde:

$Q_r$  = Vazão de recirculação do lodo, em L/dia;

$Q$  = Vazão afluyente, em L/dia;

$X_v$  = Concentração de sólidos suspensos voláteis no tanque de aeração, em mg/L;

De acordo com von Sperling (2002), o IVL está relacionado à qualidade de sedimentabilidade do lodo, conforme **Tabela 1.4**:

**Tabela 1.4:** Sedimentabilidade do lodo de acordo com o IVL.

Sedimentabilidade	IVL (ml/g)
Ótima	0 - 50
Boa	50 - 100
Média	100 - 200
Ruim	200 - 300
Péssima	> 300

Fonte: Adaptado de von Sperling (1997)

Conforme a tabela 1.4, valores superiores à 300 ml/g, indica uma péssima sedimentabilidade do lodo, podendo ser facilmente eliminado junto com o efluente tratado, na saída do decantador, o que leva a uma diminuição da capacidade depurativa do sistema (CAO et al., 2005).

Com base na teoria de sedimentação zonal, von Sperling (2002) também determina a velocidade de sedimentação, para classificação da qualidade da sedimentabilidade do lodo, como mostrada através da **Tabela 1.5**:

**Tabela 1.5:** Classificação da sedimentabilidade de acordo com a velocidade de sedimentação.

Sedimentabilidade	Velocidade de sedimentação (m/h)
Ótima	$10,0. e^{(-0,27.X/1000)}$
Boa	$9,0. e^{(-0,35.X/1000)}$
Média	$8,6. e^{(-0,50.X/1000)}$
Ruim	$6,2. e^{(-0,67.X/1000)}$
Péssima	$5,6. e^{(-0,73.X/1000)}$

X= Concentração de SST afluente(kg.SST/m<sup>3</sup>)

Fonte: Adaptado de von Sperling, 1996.

## 1.7 Remoção biológica de nutrientes

O sistema de lodos ativados é capaz de fazer nitrificação (transformação da amônia em nitrato). O processo é dado pela transformação da amônia-N em nitrito-N e este em nitrato-N, neste caso, a amônia é removida, mas ainda há nitrogênio. No item subsequente há uma breve explicação de como o processo de remoção de nitrogênio acontece.

No processo de nitrificação estão identificadas diversas espécies de bactérias nitrificantes, elas oxidam amônia em nitrito ou nitrito em nitrato, não sendo identificado nenhum organismo capaz de oxidar amônia diretamente em nitrato. Em geral atribui-se à *Nitrosomonas europaea* a oxidação da amônia-N até nitrito-N e à *Nitrobacter agilis* a oxidação do nitrito-N até nitrato-N (VAN LOOSDRECHT & JETTER, 1998). Ainda assim, ao contrário desta ideia comumente aceita, estudos de populações oxidantes de Nitrito em estações de tratamento (KIM & KIM, 2006) encontraram o gênero *Nitrospira* como a população dominante mais comum. Daims et al. (2001), no relato de operação de um Reator Sequencial em Batelada (RSB), destaca a importância da variação populacional de bactérias no processo de nitrificação e diz que a variação das condições de crescimento estimula a diversidade das comunidades bacterianas.

Segundo Zhao et al. (1999) a nitrificação em lodos ativados é completa para baixas cargas orgânicas e longos períodos de idade de lodo. Quando ela não é

completa, Jordão e Pessôa (2014) explicam que o efluente lançado continuará a demandar oxigênio no corpo d'água. Todos os aspectos associados aos projetos do processo de redução de DBO podem ser aplicados a processos que visam também a nitrificação. Deste modo, para dimensionamento de tanques de aeração aonde se objetive o processo de nitrificação deverá ser levado em consideração basicamente dois fatores: idade do lodo mínima necessária e oxigênio necessário para satisfazer a necessidade dos organismos nitrificantes.

Esses assuntos não serão aprofundados, visto que a metodologia de Giordano e Surerus (2015) apresentada no item 1.8 se ateve ao dimensionamento do reator para a remoção de matéria carbonácea.

#### 1.7.1 Remoção de nitrogênio

A remoção biológica do nitrogênio ocorre em um processo chamado desnitrificação, aonde um conjunto de bactérias utilizam os nitratos em um ambiente sem presença de oxigênio (condições anóxicas), no seu processo de respiração, convertendo-os em nitrogênio gasoso que é liberado na atmosfera. Vários microrganismos são capazes de realizar a desnitrificação, dentre os quais podem ser encontrados os gêneros *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Flavobacterium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Gluconobacter*, *Xanthomonas*, *Azospirillum*, *Chromobacterium*, *Vibrio*, dentre outros (Metcalf & Eddy, 2003). Os membros dos gêneros *Alcaligenes*, *Pseudomonas*, *Methylobacterium*, *Bacillus*, *Paracoccus* e *Hyphomicrobium* foram isolados, como parte da flora microbiana de desnitrificação (WAGNER et al., 2002).

Segundo von Sperling (2002), para se alcançar a desnitrificação no sistema de lodos ativados, são necessárias ainda modificações no processo, incluindo a criação de zonas anóxicas e possíveis recirculações internas. Pode-se ainda fazer a remoção de nitrogênio por métodos físico-químicos.

Ainda por von Sperling (2002), em sistemas de lodos ativados nos quais ocorre a nitrificação, é interessante também que se realize a desnitrificação, praticada intencionalmente no reator. As razões estão normalmente associadas a aspectos puramente operacionais, bem como à qualidade do efluente final:

economia de oxigênio (economia de energia na aeração); economia de alcalinidade (preservação da capacidade tampão); operação do decantador secundário (evitar lodo ascendente) e controle de nutrientes (eutrofização).

A resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 430/2011 não estabelece limites com relação ao nitrogênio para lançamento de efluentes tratados nos corpos d'água correntes.

### 1.7.2 Remoção de fósforo

Para haver remoção de fósforo o sistema deve ter zonas aeróbias e zonas anaeróbias na linha de tratamento. Na zona anaeróbia, existem microrganismos acumuladores de fósforo, chamadas bactérias *poli-P* e que podem assimilar o substrato nesta zona antes dos micro-organismos não acumuladores. Ao se remover o lodo biológico excedente, estará também se removendo esses organismos acumuladores e, por conseguinte, fósforo.

Há outras configurações do sistema de operação intermitente, bem como outras modalidades de ciclos operacionais, por exemplo, visando à remoção biológica de nitrogênio e fósforo. A análise destas variantes foge ao escopo do presente trabalho, embora os princípios básicos sejam semelhantes aos de remoção de matéria orgânica.

## 1.8 Cálculo de volume de reatores biológicos aeróbios

### 1.8.1 Método de Cálculo de Volume de reator para RSB – Metodologia Eckenfelder

Foi escolhido detalhar o procedimento de cálculo para esta variante, tendo em vista que a ETEI da Controllab opera neste sistema.

Dentre os diversos métodos para o dimensionamento dos reatores, será utilizado o indicado por Eckenfelder (1989). Contudo, de acordo com Santos, Barbosa e Giordano (2006), esse método, tal como os outros existentes baseia-se na existência

de fluxo contínuo e estado estacionário no processo biológico, enquanto que no RSB nenhuma dessas duas premissas é válida. Deve-se ressaltar ainda que não existe até o momento, um modelo de ampla aceitação para o sistema por batelada, principalmente cobrindo as fases de remoção de nutrientes(VON SPERLING, 2002). O método de dimensionamento de reatores em batelada sequenciais proposto por Eckenfelder (1989) consiste na utilização da relação A/M para cálculo do volume do reator. A influência de utilização de parâmetros como a relação A/M para dimensionamento e operação sobre a qualidade do efluente do RSB não está ainda devidamente esclarecida no nível cinético ( DE LUCCA E FACIN, 1991).

São levantadas a vazão Q diária a tratar, bem como as concentrações de matéria orgânica afluenta e efluente. Outros dados são adotados: relação alimento-microrganismos A/M; relação entre sólidos em suspensão voláteis e sólidos em suspensão totais no reator SSV/SST, índice volumétrico do lodo IVL e as condições operacionais da planta: tempo de duração de cada ciclo; tempo de reação que cobre as fases de enchimento e aeração; tempo de sedimentação e tempo de retirada;

- o Considera-se o volume de enchimento, igual ao volume de esgoto tratado por ciclo;
- o Calcula-se a massa de sólidos em suspensão voláteis no reator, com base no parâmetro A/M adotado e a massa de sólidos em suspensão totais no reator tendo-se por base a relação SSV/SST adotada;

Calcula-se o volume de lodo, considerando os valores do IVL [mL/g] assumido e da massa de sólidos calculada na etapa acima; Eckenfelder sugere a utilização de um índice de volume de lodo superior a 150 mg/L.

- o Adotam-se a altura útil total do reator e a altura da zona de transição, e definem-se as dimensões do tanque. A altura total é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados. Eckenfelder (1989) recomenda que a altura de transição não seja inferior a 0,50 m.

O roteiro a seguir representa o dimensionamento de reatores em batelada conforme proposto por Eckenfelder (1989, apud Santos,2002):

- 1) Cálculo do volume  $V_B$  da zona de carga:

$$V_B[m^3] = \frac{Q[m^3/dia]}{24 [h/dia]} \times t_c[h] \quad (1.40)$$

Onde:

$t_c$  = tempo de ciclo.

2) Cálculo da massa de carga orgânica afluyente ( $MS_0$ ) por ciclo:

$$MS_0[Kg] = V_B[m^3] \times S_0[g/m^3] \times 10^{-3}[g/kg] \quad (1.41)$$

3) Cálculo da massa de SSV no reator para reação durante 24h:

$$MX_{v24}[kg.dia] = \frac{MS_0 [kg]}{A/M [DBO . kg SSV^{-1}. d^{-1}]} \quad (1.42)$$

4) Cálculo da massa de SSV no reator para reação durante o tempo estimado de reação  $t_R$ :

$$MX_v[kg] = \frac{[kg.dia]}{24 [h/dia]} \times t_R[h] \quad (1.43)$$

5) Cálculo da massa de SST no reator:

$$MX = \frac{MX_v[kg]}{SSV/SST [adimensional]} = 4,31[kg] \quad (1.44)$$

6) Adotam-se alturas da zona de transição e útil do reator, que é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados.

7) Cálculo do volume da zona de lodo baseado no IVL adotado:

$$V_L[m^3] = IVL[ml/g] \times 10^{-6}[m^3/ml] \times MX[kg] \times 10^{-3}[kg/g] \quad (1.45)$$

8) Cálculo da área da superfície do reator:



$$A [m^2] = \frac{V_B [m^3] + V_L [m^3]}{H_T [m] - H_F [m]} \quad (1.46)$$

9) Calcula-se o volume F da zona de transição e finalmente o volume total:

$$V_F [m^3] = A [m^2] \times H_F [m] \quad (1.47)$$

$$V_T [m] = V_B [m^3] + V_L [m^3] + V_F [m] \quad (1.48)$$

O trabalho de Santos, Barbosa e Giordano (2006) rendeu uma comparação entre os métodos de cálculo de reatores sequencias em batelada por Eckenfelder Metcalf & Eddy e von Sperling. Eles consideraram muito elevado o grau de empirismo do método de Eckenfelder, bem como o de Metcalf & Eddy, com uma grande quantidade de imposições subjetivas do projetista. Essas metodologias adotam o IVL como estimativa da concentração e do volume de lodo sedimentado, o que pode consistir em uma aproximação grosseira. Já o método de Von Sperling (2011), apresentado em seu artigo “dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando os princípios da teoria do fluxo de sólidos”, ao contrário dos dois autores, utiliza a velocidade de sedimentação empregada no dimensionamento para avaliar a sedimentação do lodo. Por outro lado, apesar de considerarem o método Von Sperling uma evolução, sendo menos empírico e mais racionalmente teórico, Santos, Barbosa e Giordano (2006) avaliaram que o método encontra-se muito sujeito a interpretação individual do projetista. Santos, Barbosa e Giordano (2006) sugeriram um método racional para dimensionamento de RSB, porém ainda levando-se em conta condições permanentes de carga afluente, bem como estimativas de coeficientes cinéticos e regulação pela idade do lodo.

### 1.8.2 Modelos computacionais de simulação dinâmica

Os conceitos básicos das relações metabólicas dos microrganismos, equações e parâmetros de tratamento de lodos ativados juntamente das respectivas equações, como as de cálculo de volume de reator são atrelados ao processo de tratamento em regime permanente, ou seja de vazão de concentrações de constituintes constantes. Atualmente é comum o uso de planilhas para a realização

dos cálculos em regime permanente, somente com o objetivo de auxiliar na compreensão do processo de tratamento que está sendo projetado e para obter as condições iniciais no desenvolvimento do projeto em programas computacionais para uma análise dinâmica do processo (METCALF & EDDY, 2016).

Essa modelagem dinâmica tem por objetivo a análise de desempenho de processo das ETE's, e também avaliação da capacidade de uma estação. Metcalf & Eddy (2016) explicam que para esse caso são necessários dados confiáveis e representativos do efluentes para avaliação do efeito da variação de vazão e concentrações de constituintes do efluente com o tempo. Deste modo, entende-se que ainda que os modelos sejam facilitadores e consigam compilar diversas reações ao mesmo tempo, os programas computacionais necessitam ser calibrados com dados próximos da realidade do efluente a ser tratado. Além de serem úteis para considerar a cinética e as variações nas concentrações de cada constituinte efluente, eles também avaliam a oxidação do carbono, processos de nitrificação e desnitrificação, remoção de fósforo, etc. Ford (2009) explica que os modelos são como um conjunto de equações diferenciais de primeira ordem, com uma equação diferente para cada variável de acumulação. Conforme Henze et al. (1987 apud METCALF & EDDY, 2016), o primeiro modelo desenvolvido foi o ASM1 (*Activated Sludge Model Nº 1*), por um grupo de trabalho da *International Water Association* – IWA, posteriormente com o objetivo de agregar melhorias foram desenvolvidos o ASM2 e 2d e o ASM3 e diversos outros na atualidade.

Os modelos de simulação são baseados no crescimento de microrganismos e não no consumo de substrato, para tal, as taxas cinéticas de crescimento específico de Monod são utilizadas (METCALF & EDDY, 2016). Outra característica é que a DQO foi selecionada como o parâmetro apropriado para definir a matéria carbonácea, uma vez que esta relaciona os equivalentes eletroquímicos no substrato orgânico, a biomassa e o oxigênio utilizado (JEPPSSON, 1996).

### 1.8.3 Cálculo de Volume de reatores – Metodologia Giordano e Surerus (2015)

A metodologia de Giordano e Surerus (2015) para cálculo de volume de reatores biológicos aeróbios, objeto de avaliação deste trabalho, foi desenvolvida por Gandhi Giordano e Victor Surerus (2015) e tem como caráter principal, considerar as

variações de vazão e concentração de matéria orgânica afluenta. Ou seja considera-se variabilidade de carga orgânica na entrada do reator, fato não considerado nas metodologias teóricas existentes, como previamente elucidado neste trabalho. Conforme comentado no item 1.8.2, sabe-se da existência de modelos computacionais de simulação dinâmica. Mas a proposta da metodologia em questão é a aplicação de um modelo prático e simples.

Objetivando-se chegar a resultados mais fidedignos possíveis, a metodologia baseia-se em procedimento experimental com reator em escala de bancada para conhecimento das características e comportamento do efluente a ser tratado, tais como análise de matéria orgânica afluenta, sólidos na mistura do reator e verificação da necessidade de nutrientes.

Além disso, a metodologia aplicada, por utilizar parâmetros obtidos através de reator em escala de bancada, não faz uso dos coeficientes cinéticos presentes na literatura, que por serem definidos para diversos tipos de efluentes, corroboram para o alcance de resultados distantes da realidade. Eckenfelder (1998) explica que para conseguir valores precisos desses coeficientes são necessários estudos em laboratório ou planta piloto, apesar de faixas de valores para as águas residuárias industriais mais comuns estarem disponíveis.

Para conhecimento da vazão afluenta, na metodologia de Giordano e Surerus (2015), um lodo obtido em um sistema com condições similares de tratamento é aclimatado e submetido a aumento vagaroso da relação  $A/M_{DQO}$ . Isto posto, coloca-se no reator o volume de alimentação correspondente às relações  $A/M_{DQO}$  e calcula-se a vazão com base na equação ( 1.37 ).

Após o reator em escala de bancada pronto, deve-se mantê-lo nas condições ideais para obtenção dos dados de projeto durante 1 mês. Espera-se colher dados experimentais satisfatórios de modo que ao final, obtenham-se parâmetros suficientes para permitir o cálculo direto e facilitado de reatores em estações semelhantes, sem a necessidade de prévia análise em estação em escala de bancada.

A seguir são explicadas as etapas do projeto por meio da metodologia especificando a memória de cálculo que deve ser aplicada.



Etapa 2 – Escolha da relação A/M (fazer o gráfico A/M<sub>DQO</sub> x eficiência)

Com a tabela de dados (**Tabela 1.6**) pronta, junto ao cálculo de A/M para cada amostra, é feito o gráfico A/M<sub>DQO</sub> x eficiência, aonde é possível verificar as curvas e inflexões que permitirão saber a faixa de A/M ideal para manter o sistema, evidentemente relacionada a uma boa eficiência de redução de DQO.

A curva de eficiência de redução de DBO<sub>5</sub> ou DQO é função da relação A/M, seja na variação ou na manutenção da mesma. Nesta etapa confirma-se a relação ideal de A/M em função da eficiência desejada. Para encontrar a eficiência de redução de DQO, é utilizada a conhecida equação:

$$\text{Eficiência de redução DQO} = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \quad (1.49)$$

A eficiência de redução de DQO deve ser escolhida em função da A/M<sub>DQO</sub> e da produção de lodo.

Etapa 3 – Definição da concentração de SSV (Fazer o gráfico da concentração de SSV x A/M<sub>DQO</sub>)

Já escolhida a faixa da relação A/M ideal, atrelada e essa seleção, determina-se a melhor concentração de SSV para operação do reator em função da caracterização da biomassa.

Etapa 4 – Cálculo do volume do reator

Finalmente após definida a relação A/M e a correspondente concentração dos sólidos no reator, são analisadas as médias da vazão e matéria orgânica afluentes, sendo mais adequado representar a última em termos de DQO. De posse de todas essas variáveis, calcula-se o volume do reator pela equação (1.37):

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times S_0}{V \times X_v} \quad (1.37)$$

#### 1.8.4 Processos para cálculo da massa dos sólidos

Tendo disponíveis os parâmetros medidos experimentalmente (DQO afluente e efluente, vazão afluente, SST e SSV), é concebível o cálculo do fator de produção de sólidos (2.4), considerando a massa de sólidos produzida (2.2) e a carga orgânica removida representada pela diferença das médias de matéria orgânica afluente e efluente (2.3):

$$\text{Massa de sólidos} = V \times (SST_f - SST_i) \quad (1.50)$$

Onde:

$V$  = volume do reator, em L;

$SST_f$  = Concentração dos sólidos suspensos totais no final do período considerado, em mg/L;

$SST_i$  = Concentração dos sólidos suspensos totais em mg/L;

$$\text{Carga orgânica removida} = (\overline{DQO_a} - \overline{DQO_e}) \times V_{alim} \quad (1.51)$$

Onde:

$\overline{DQO_a}$  = Média dos valores de DQO afluentes no período considerado, em mg/L;

$\overline{DQO_e}$  = Média dos valores de DQO efluentes no período considerado, em mg/L;

$V_{alim}$  = Volume de alimentação total no período;

Finalmente, pela relação da massa de sólidos e da carga orgânica removida, obtém-se o fator de produção, utilizado para cálculo da produção de lodo em reatores de escala industrial:

$$\text{Fator de produção dos sólidos} = \frac{\text{Massa de sólidos}}{\text{Carga orgânica removida}} \quad (1.52)$$

O fator de produção de sólidos no caso, se encaixa como um fator genérico que poderá ser utilizado para estimar a produção de sólidos em uma ETEI de mesmas características da estudada.

### 1.9 Desaguamento do lodo

Com a contínua alimentação do sistema pela entrada de efluentes (matéria orgânica), ocorre o crescimento do lodo biológico, obtendo-se um excesso de lodo que deve ser descartado no caso de concentrações acima das previstas operacionalmente. É possível prever a produção de lodo diária com os cálculos apresentados no item 1.2.3 deste capítulo. O lodo biológico, quando provém dos processos de lodos ativados convencionais, geralmente contém o teor de sólidos entre 0,6 e 1,0 %. Com relação ao lodo primário retirado do fundo do decantador primário, possui o teor de sólidos na faixa de 2% a 6% (ANDREOLI, 2001).

Esse lodo descartado é composto de poluentes e necessitam na maioria dos casos de um tratamento complementar chamado de condicionamento, que pode ser obtido através de uma digestão aeróbia ou anaeróbia ou um processo físico (adensamento), ou físico-químico (coagulação e floculação) (GIORDANO, 2014).

#### Adensamento

No adensamento a concentração dos sólidos contidos no lodo é aumentada , através da remoção parcial da quantidade de água do mesmo, visando à redução do seu volume para manuseio e consequente processamento e destino final (JORDÃO, 2014). O adensamento geralmente é obtido por meios físicos, incluindo sedimentação gravitacional, flotação, centrifugação e filtração em prensas desaguadoras e tambores rotativos a vácuo (METCALF E EDDY, 2016). As centrífugas modernas já não necessitam de adição de polímeros, e sua eficiência é

entorno de 4 a 8% com relação ao teor de sólidos obtido no lodo adensado, já os filtros de esteira (mesas e prensas desaguadoras) requerem adição de polímero e têm eficiência até 7 ou 8% (JORDÃO, 2014). Os adensadores também são chamados de espessadores ou tanques de sedimentação em massa, mas a NBR 12.209/11 da ABNT utiliza a expressão “adensadores”.

O adensamento é benéfico para as operações e os processos de tratamento subsequentes, tais como a digestão, o desaguamento e a secagem (METCALF & EDDY, 2016).

### Secagem do lodo

A destinação final dos resíduos exige a secagem prévia devido à segurança ambiental para seu armazenamento, transporte e destino final. Existem processos de secagem naturais feitos em leitos de secagem ou lagoas de lodo e mecânicos divididos em filtro-prensa e a vácuo, “decanter” centrífugas e prensa desaguadora contínua. Cabe observar, que, dentre processos naturais o mais utilizado é o leito de secagem, e dos mecânicos, é a centrífuga (ANDREOLI, 2001). Andreoli (2001) fez uma comparação entre os principais métodos de desaguamento, reproduzida na

**Tabela 1.7:**

**Tabela 1.7:** Principais Métodos para Desaguamento do Lodo

Características	Processos naturais		Processos mecanizados			
	* leitos de secagem	Lagoas de lodos	Centrífuga	Filtro a vácuo	Prensa desaguadora	Filtro Prensa
Demanda de área	+++	+++	+	++	+	+
Demanda de energia	-	-	++	+++	++	+++
Custo de implantação	+	+	+++	++	++	++
Complexidade operacional	+	+	++	++	++	+++
Demanda de manutenção	+	+	++	++	+++	+++
Complexidade de instalação	+	+	++	++	++	++



Influência do clima	+++	+++	+	+	+	+
---------------------	-----	-----	---	---	---	---

**Tabela 1.7:** Continuação.

Sensibilidade à qualidade do lodo	+	+	+++	++	++	++
Produtos Químicos	+	-	+++	+++	+++	+++
Complexidade de remoção do lodo	++	++	+	+	+	+
Teor de SST na torta	+++	+++	++	+	++	+++
Odores e vetores	++	++	+	+	+	+
Ruídos e vibrações	-	-	+++	++	++	++
Contaminação do lençol freático	++	+++	+	+	+	+

Legenda: + pouco; ++reduzido; +++ grande, elevado, muito; - não há  
\* Ciclo de desaguamento de 30 dias

Fonte: Adaptado de Andreoli (2001)

## 2 METODOLOGIA

Optou-se para validação da metodologia de Giordano e Surerus (2015), que está apresentada no item 1.8.3 da revisão bibliográfica a não execução de reator em escala de bancada e sim a utilização de uma estação de tratamento de efluentes real, o que confere maior consistência ao trabalho realizado e possibilidade de comparação de resultados.

Para a avaliação da metodologia de Giordano e Surerus (2015) em condições reais, foi escolhida a estação de tratamentos de efluentes da empresa Controllab – Controle de Qualidade para Laboratórios.

## 2.1 A controllab

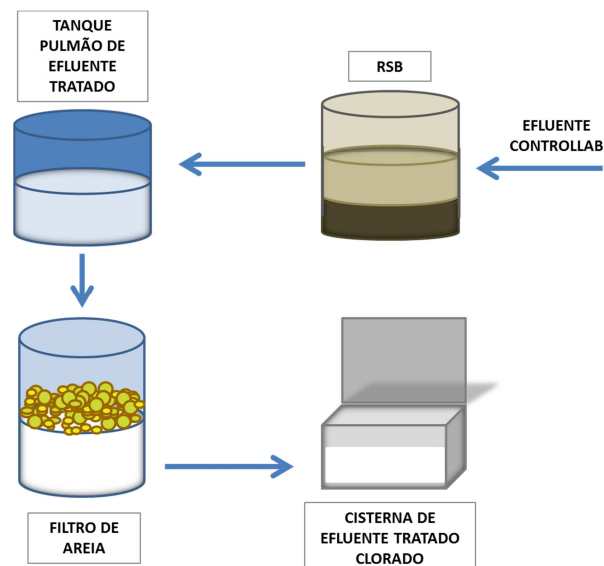
A Controllab é uma empresa que produz “kits” para ensaios de proficiência para análises clínicas de laboratórios de atendimento humano e veterinário. Está localizada à Rua Ana Neri, 416, no bairro de Benfica, Rio de Janeiro (**Figura 2.1**).

**Figura 2.1:** Controllab – Empresa de testes laboratoriais aonde a ETEI está localizada.



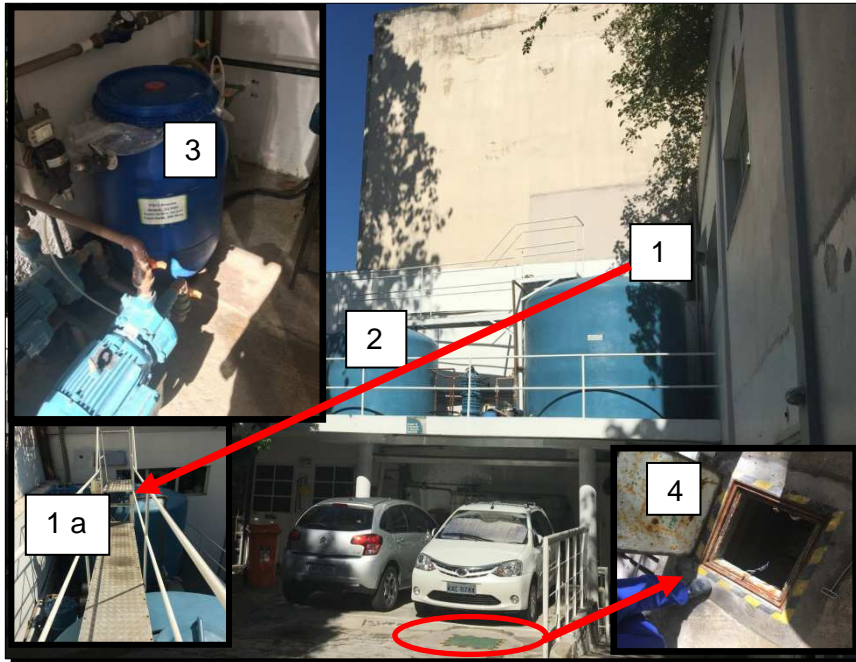
A ETEI por lodos ativados da empresa Controllab funciona por batelada, com um ciclo por dia que ocorre por um período de 20h aproximadamente. A seguir a **Figura 2.2** mostra o esquemático da planta da ETEI que está apresentada na **Figura 2.3**.

**Figura 2.2:** Esquemático da planta da ETEI da Controllab.



Fonte: A autora, 2018.

**Figura 2.3:** Planta da ETEI que trata o efluente da Controllab.



Onde:

- 1) Reator Sequencial em Batelada (RSB);
- 1a) Bombona aonde foram realizadas as coletas das amostras no RSB;
- 2) Tanque pulmão de efluente tratado;
- 3) Filtro de areia;
- 4) Cisterna de efluente tratado e clorado

A escolha da estação se deu devido a mesma, demonstrar através dos ensaios, sua boa funcionalidade, comprovada na análise do seu efluente descrita no item a seguir.

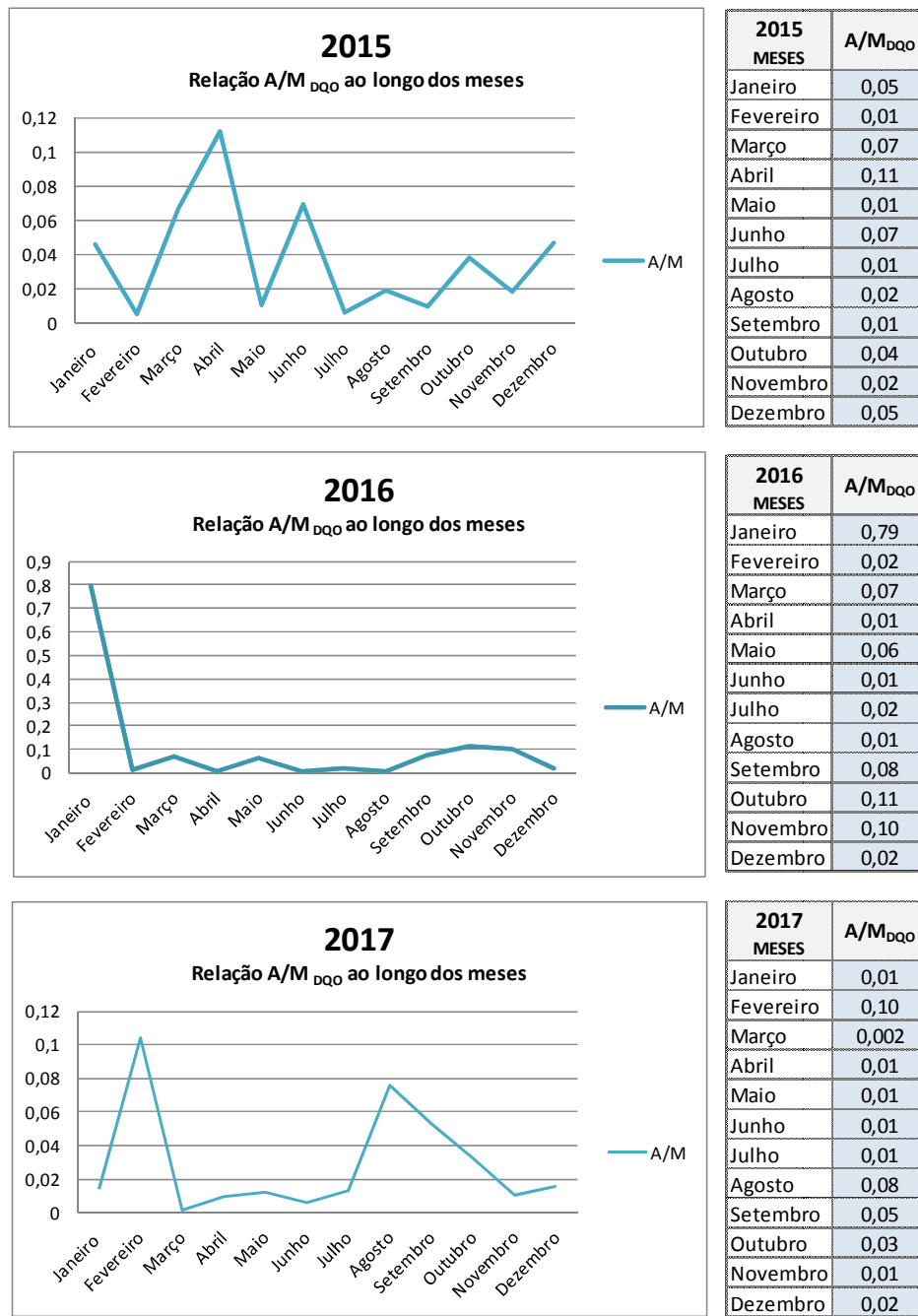
## 2.2 Caracterização do efluente da Controllab

Diante da função da Controllab de executar testes de proficiência de diversos laboratórios, o efluente a ser tratado na ETEI contribui ao reator cargas orgânicas

extremamente variadas e consiste de águas de lavagens de amostras de sangue, meios de cultura, leite humano, materiais fecais, urina, reagentes, proteínas, gorduras etc., ou seja, praticamente em sua totalidade composto de matéria orgânica facilmente degradável, visto a natureza biológica de contribuição. O efluente tratado é utilizado para fins de refrigeração e lavagem de áreas externas.

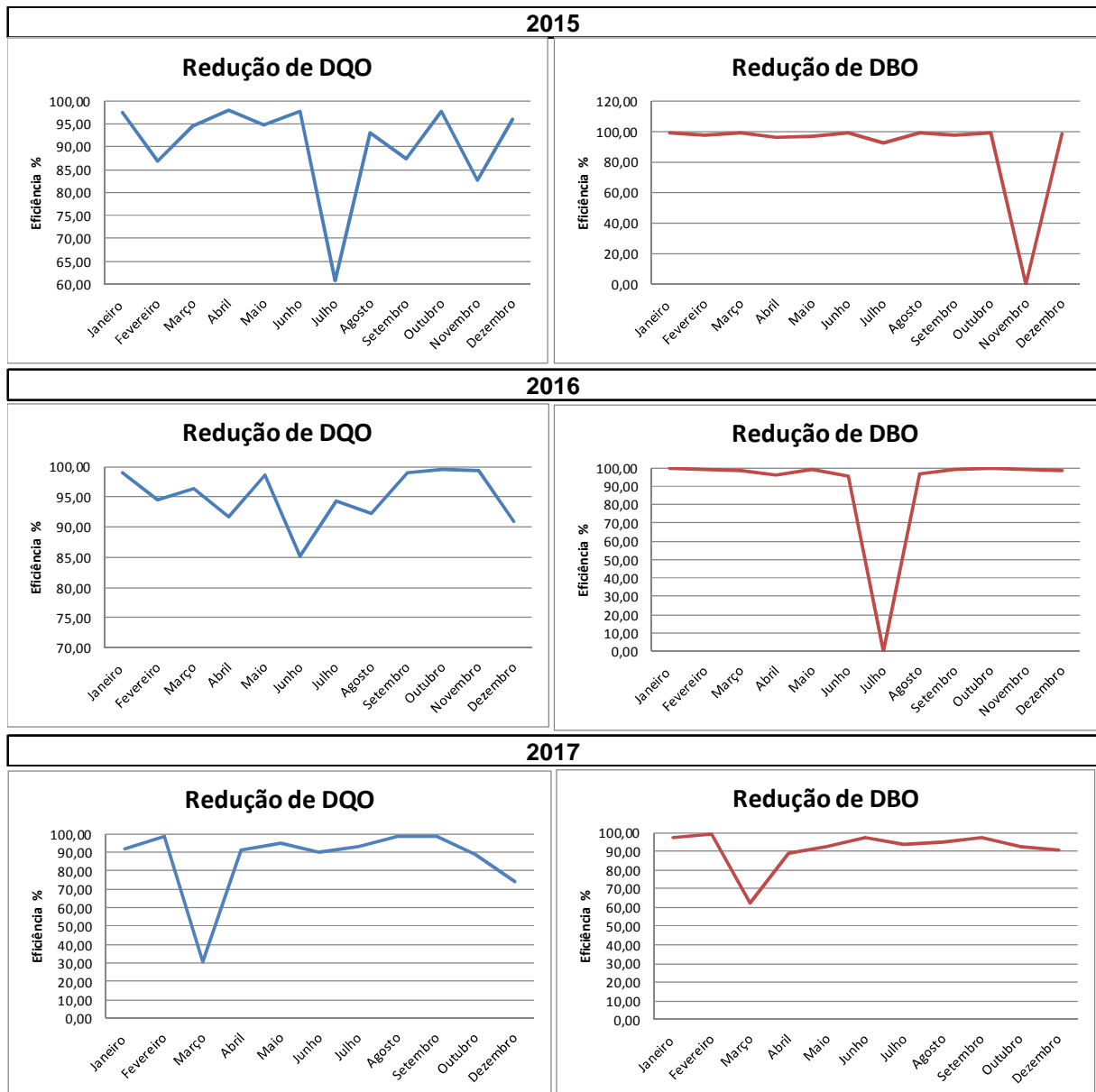
O tratamento do efluente é feito através de lodos ativados de fluxo intermitente (bateladas) e a estação trabalha com alta eficiência de remoção de matéria orgânica e uma faixa baixíssima de relação A/M, ou seja, baixa produção de lodo também. Esse fato é possível confirmar através do histórico de dados de acompanhamento da estação, como visto nas **Figuras 2.4 e 2.5**. Os dados foram fornecidos pela empresa Tecma - Tecnologia em Meio Ambiente, que possui laboratório de análises físico-químicas e biológicas acreditado pelo INMETRO com o Certificado de Acreditação nº CRL 0200.

**Figura 2.4:** Dados de acompanhamento da ETEI da Controllab – Relação A/M.



Fonte: Dados fornecidos pela Tecma – Tecnologia em Meio Ambiente.

**Figura 2.5:** Dados de acompanhamento da ETEI da Controllab – Eficiência de redução de DQO.



Fonte: Dados fornecidos pela Tecma – tecnologia em meio ambiente.

### Análise estatística

Diante da dificuldade em encontrar dados na literatura de efluentes semelhantes ao que a ETEI da Controllab trata, obtiveram-se dados de análises referentes aos anos de 2015 a 2017 da mesma, com o propósito de identificar suas características. Para representar a variação de carga orgânica afluente ao reator da ETEI foi dado tratamento estatístico aos dados através de médias, análise de

variância e desvio padrão, que está apresentado no capítulo 3, resultados e discussão.

### 2.3 Materiais e métodos analíticos

Foram feitas análises laboratoriais de parâmetros de dimensionamento no efluente da empresa, realizando coletas compostas (DBO<sub>5</sub> e DQO de entrada e saída), medições de campo (temperatura e pH) e coletas simples na mistura do reator (SST e SSV) , totalizando ao final 8 coletas (**Figura 2.5**). As análises foram compiladas e organizadas conforme mostrado na **Tabela 1.6**.

Todos os ensaios também foram feitos pela empresa Tecma- Tecnologia em Meio Ambiente e foram baseados no Standard Methods, conforme discriminação a seguir:

DQO - Determinação da demanda química de oxigênio pelo método do refluxo aberto - SMEWW, 22<sup>a</sup> Edição, Método 5220 B;

DBO<sub>5</sub> - Determinação da demanda bioquímica de oxigênio através do ensaio em 05 dias - SMEWW, 22<sup>a</sup> Edição, Método 5210 B;

SST - Determinação de sólidos suspensos totais por secagem a 103 -105°C - SMEWW, 22<sup>a</sup> Edição, Método 2540 D;

SSV - Determinação de sólidos suspensos voláteis por ignição a 550°C - SMEWW, 22<sup>a</sup> Edição, Método 2540 E;

pH - Determinação de pH pelo método eletrométrico - SMEWW, 22<sup>a</sup> Edição, Método 4500H<sup>+</sup> B.

**Figura 2.6:** Foto das coletas feitas na ETEI da Controllab



(a)



(b)



(c)

Legenda: (a) – coletas feitas em 12/12/17 armazenadas em garrafas descartáveis e devidamente identificadas; (b) – Amostras coletadas no ponto afluente; (c) – Condicionamento das amostras em isopor com gelo até o laboratório da Tecma para realização das análises;

## 2.4 Etapa de bancada

Como explanado previamente, neste trabalho a avaliação da metodologia de Giordano e Surerus (2015) será executada com base no funcionamento de uma estação de tratamento de efluentes real, com análises de dados de entrada e saída e da mistura no reator, suprimindo-se a etapa de construção de reator de bancada, bem como a aclimatação do lodo, elucidada na revisão bibliográfica. Os dados foram



obtidos através de análises do efluente sob tratamento em condições reais do cotidiano da empresa

## **2.5 Cálculo do volume do reator real**

Com base nos parâmetros de dimensionamento obtidos nas análises, foi calculado o volume do reator utilizando a metodologia de Giordano e Surerus (2015) e a metodologia tradicional e feita a comparação com o volume real do reator (20,42 m<sup>3</sup>).

## **2.6 Estimativa da produção de lodo**

De forma semelhante ao cálculo do volume do reator, foram feitos os procedimentos para cálculo de estimativa de produção de lodo segundo a metodologia de Giordano e Surerus (2015) e pela metodologia tradicional, com utilização da idade do lodo e comparada a produção real.

A produção de sólidos suspensos poder ser obtida considerando-se a diferença de concentração dos sólidos suspensos total ou volátil, em determinado período.

# **3 RESULTADOS E DISCUSSÃO**

## **3.1 Tratamento estatístico aos dados do efluente da Controllab**

O tratamento estatísticos aos dados obtidos nos anos de 2015 a 2017 foi dado com a finalidade de caracterizar o efluente no que tange principalmente as variações de carga orgânica. A vazão média na entrada não sofre grandes variações, sendo  $6,20 \pm 1,28$  m<sup>3</sup>/dia, porém percebe-se que há um enorme grau de

inconstância com relação à matéria orgânica, tanto DBO ( $365,31 \pm 890,45 \text{ g/m}^3$ ) quanto DQO ( $889,63 \pm 1.653,67 \text{ g/m}^3$ ). Imediatamente, verifica-se o não estabelecimento de sistema estacionário no tratamento. A condição de estado estacionário é verificada quando a média de medidas consecutivas de um determinado parâmetro apresenta desvio padrão menor que 5% (DIEZ et al., 2002).

Na **Tabela 2.1** encontram-se os dados amostrais:

**Tabela 2.1:** Caracterização da carga orgânica afluyente.

Efluente Controllab	Afluente					
	DQO	DBO	DBO/DQO	Vazão	Carga orgânica (DQO)	Carga orgânica (DBO)
	$\text{g/m}^3$	$\text{g/m}^3$	-	$\text{m}^3/\text{dia}$	$\text{Kg/dia}$	
<b>Media aritmética</b>	889,63	365,31	0,40	6,20	5,63	2,23
<b>Variância</b>	2734617,59	792908,93	0,05	1,63	101,53	28,73
<b>Desvio padrão</b>	1.653,67	890,45	0,22	1,28	10,08	5,36
<b>2015</b>						
07/jan	644	356	0,55	6,17	3,97	2,20
06/fev	213	124	0,58	3,00	0,64	0,37
13/mar	524	291	0,56	7,00	3,67	2,04
01/abr	1.654	372	0,22	6,00	9,92	2,23
05/mai	281	148	0,53	3,00	0,84	0,44
02/jun	770	337	0,44	5,00	3,85	1,69
03/jul	74	55	0,74	7,00	0,52	0,39
04/ago	369	235	0,64	6,00	2,21	1,41
04/set	207	142	0,69	6,00	1,24	0,85
08/out	705	278	0,39	5,00	3,53	1,39
04/nov	144	3	0,02	6,00	0,86	0,02
01/dez	407	168	0,41	7,00	2,85	1,18
<b>2016</b>						
07/jan	9.652	5301	0,55	6,00	57,91	31,81
05/fev	294	289	0,98	4,00	1,18	1,16
02/mar	410	223	0,54	8,00	3,28	1,78
06/abr	181	79	0,44	6,00	1,09	0,47
03/mai	1.130	359	0,32	7,00	7,91	2,51
07/jun	248	155	0,63	5,00	1,24	0,78
04/jul	263	3	0,01	8,00	2,10	0,02
16/ago	196	94	0,48	7,00	1,37	0,66
01/set	1.561	409	0,26	8,00	12,49	3,27
04/out	2.793	1073	0,38	7,00	19,55	7,51
03/nov	2.225	976	0,44	5,00	11,13	4,88

**Tabela 2.1:** Continuação.

07/dez	484	177	0,37	7,00	3,39	1,24
2017						
13/jan	251	115	0,46	7,00	1,76	0,81
02/fev	1.360	409	0,30	7,00	9,52	2,86
02/mar	46	8	0,17	5,00	0,23	0,04
05/abr	176	27	0,15	6,00	1,06	0,16
02/mai	288	40	0,14	7,00	2,02	0,28
02/jun	161	105	0,65	6,00	0,97	0,63
03/jul	210	49	0,23	7,00	1,47	0,34
04/ago	1.271	61	0,05	7,00	8,90	0,43
08/set	1.067	109	0,10	8,00	8,54	0,87
05/out	676	161	0,24	7,00	4,73	1,13
06/dez	202	55	0,27	5,00	1,01	0,28

Os dados obtidos pelas análises confirmam a boa funcionalidade da estação. Como principal exigência legal, a nível nacional, está a resolução do CONAMA de número 430/2011, que dispõe no seu artigo 16, item I, letra g que para lançamento de efluentes nos corpos hídricos, deve haver remoção mínima de 60% de DBO<sub>5</sub> (DBO 5 dias a 20°C) e para efluentes de esgotos sanitários, no seu artigo 21, item I, letra d, estipula-se o máximo de 120 mg/L de DBO<sub>5</sub>. A nível municipal, de acordo com a DZ 215, do INEA, que dá diretriz sobre controle de carga orgânica biodegradável em efluentes líquidos de origem sanitária, as concentrações máximas de matéria orgânica exigidas, em DBO e SST, para o lançamento de efluentes sanitários industriais é de 100 mg/L para cargas orgânicas entre 5 a 25 kg DBO/dia . Como visto na tabela 2.1, a carga orgânica gerada pela Controllab está abaixo desse limite. Ainda assim, o efluente da ETEI da Controllab atende com sobra as exigências legais, como demonstrado na **Tabela 2.2**. Nota-se a alta eficiência média com a qual a estação opera:

**Tabela 2.2:** Dados de eficiência da ETEI da empresa Controllab

Efluente Controllab	Afluente		Efluente		Eficiência % DQO	Eficiência % DBO
	DQO	DBO	DQO	DBO		
	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L		
<b>Media aritmética</b>	889,63	365,31	25,46	4,09	90,79	90,37
<b>Variância</b>	2.734.617,59	792.908,93	349,49	7,08	170,78	550,45
<b>Desvio padrão</b>	1.653,67	890,45	18,69	2,66	13,07	23,46

Fonte: Dados fornecidos pela TECMA – Tecnologia em Meio Ambiente

A literatura fornece alguns índices da relação DBO/DQO do efluente para avaliar o seu potencial de biodegradabilidade.

Segundo Metcalf & Eddy (2016), esgoto bruto com relação DBO/DQO maior ou igual a 0,5 é considerado facilmente tratável por meios biológicos e se for inferior à aproximadamente 0,3 o esgoto pode conter componentes tóxicos.

Braile e Cavalcanti (1993) caracterizam o tratamento como biológico, quando a relação DBO/DQO for maior do que 0,5 e como físico-químico, quando a relação DBO/DQO for menor do que 0,5.

Na tabela 2.1 verifica-se, pelo desvio padrão que a relação DBO/DQO não sofre grandes variações, sendo sua média de  $0,40 \pm 0,22$ . Segundo os dados da literatura esse seria um efluente dificilmente tratável por meios biológicos, mas contraditoriamente, trata-se de um efluente essencialmente biodegradável, de natureza biológica. Define-se aqui a dificuldade em se considerar a DBO como um parâmetro de matéria orgânica, visto que o mesmo não reflete a realidade.

### **3.2 Memória de cálculo para dimensionamento do volume do reator – metodologia de Giordano e Surerus (2015)**

A base de cálculo para o dimensionamento de reator aeróbio para tratamento de lodos ativados procedente da metodologia de Giordano e Surerus (2015) consiste do cálculo da relação A/M. Considerando o reator da ETEI da Controllab, como reator teste, é notório que as etapas de construção do reator de bancada e aclimação do lodo submetida a variações de A/M são desnecessárias e já se pode seguir para as análises dos parâmetros, organizando-as em planilha. Sendo assim o início do dimensionamento do volume do reator se dá na etapa 2 - cálculo das eficiências de redução de DQO relacionadas as suas relações A/M, para escolha da relação ideal de A/M.

### 3.2.1 Escolha da relação A/M (fazer o gráfico A/M DQO x eficiência)

Conhecido o volume do reator da ETEI (20,42 m<sup>3</sup>), foi dado início a memória de cálculo da metodologia de Giordano e Surerus (2015) com o cálculo da relação A/M, aonde se percebeu a faixa de resultados baixa, entre 0,01 e 0,07 Kg DQO . SSV<sup>-1</sup>. d<sup>-1</sup>, como já era esperado de um sistema de aeração prolongada. Em sequência foi verificada a eficiência de redução de DQO e apurada a sua correlação com cada relação A/M. Imediatamente foi constatado a excelente eficiência de redução de DQO e DBO, que variaram aproximadamente de 85% a 98%, validando mais uma vez o bom funcionamento da estação. A **Tabela 3.1** mostra os parâmetros obtidos nas análises. A **tabela 3.2** exhibe os resultados da relação A/M e de eficiência de redução de DQO e DBO<sub>5</sub>, a tabela completa encontra-se no apêndice A

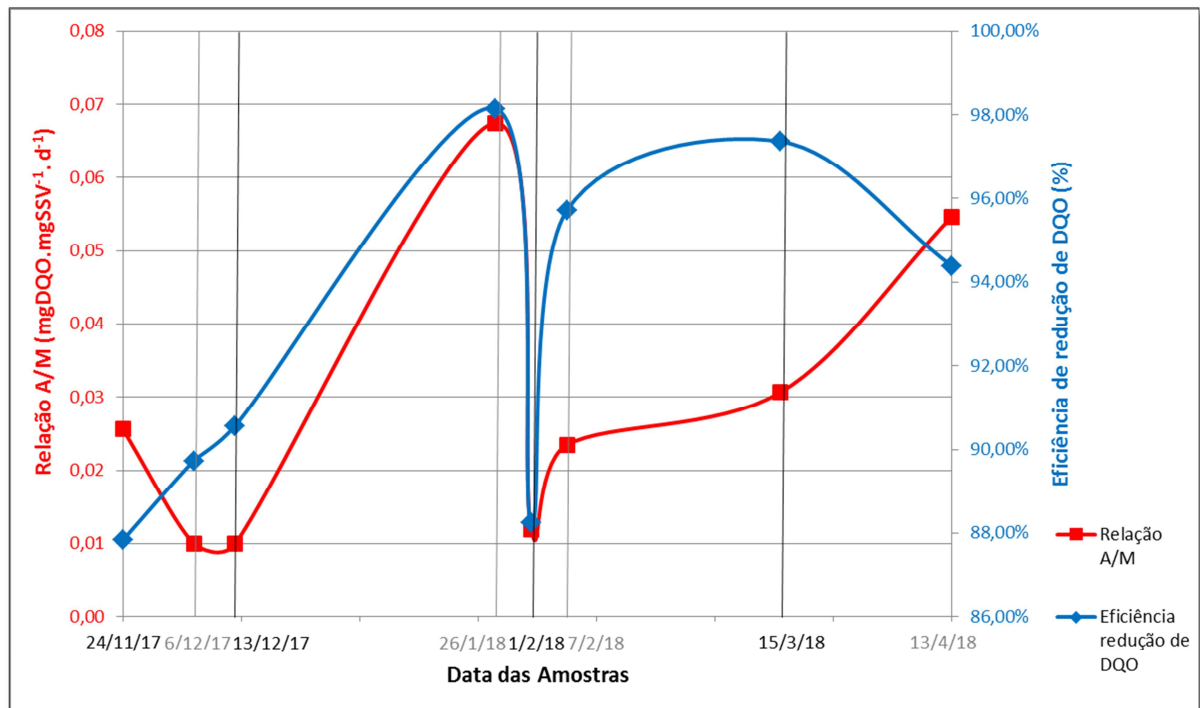
**Tabela 3.1:** Dados obtidos nas análises das amostras.

		Entrada (Afluente)				Mistura no Reator		Saída (Efluente)					Vol. do T. A.
N <sup>o</sup>	Data	Q (a)	DBO	DQO	pH (a)	SSTA	SSV	DBO	DQO	SST	pH (e)	Q(e)	m <sup>3</sup>
		m <sup>3</sup> /d	mg/L	mg/L	-	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	-	m <sup>3</sup> /d	
1	24/11/17	7	105	189	8,00	2.850	2.530	3	23	16	7,25	5	20,42
2	06/12/17	3	104	331	6,78	3.310	2.865	12	34	19	6,32	5	20,42
3	13/12/17	7	40	159	6,61	3.415	2.970	6	<15	3	6,52	5	20,42
4	26/01/18	6	178	808	7,02	4.135	3.520	<3	<15	5	6,00	5	20,42
5	01/02/18	6	64	153	7,16	4.350	3.780	<3	18	10	7,22	6	20,42
6	07/02/18	4	127	466	7,24	4.505	3.890	3	20	8	7,65	3	20,42
7	15/03/18	5	162	569	6,36	5.355	4.550	<3	<15	<3	6,92	3	20,42
8	13/04/18	7	203	784	7,19	5.595	4.920	4	44	8	7,49	1	20,42

**Tabela 3.2:** Resultados de eficiência de redução de DBO5 e DQO e A/M.

Nº	Data	Relação A/M <sub>DQO</sub>	Eficiência de redução de DQO	Eficiência de redução de DBO
		$\frac{A}{M} = \frac{DQO_0 \times Q}{SSV \times V}$	$E = \frac{(DQO_0 - DQO)}{DQO_0}$	$E = \frac{(DBO_0 - DBO)}{DBO_0}$
		mg DQO .mg SSV <sup>-1</sup> . d <sup>-1</sup>	%	%
1	24/11/2017	0,03	87,83%	97,14%
2	06/12/2017	0,01	89,73%	88,46%
3	13/12/2017	0,01	90,57%	85,00%
4	26/01/2018	0,07	98,14%	91,57%
5	01/02/2018	0,01	88,24%	95,31%
6	07/02/2018	0,02	95,71%	97,64%
7	15/03/2018	0,03	97,36%	98,15%
8	13/04/2018	0,05	94,39%	98,03%
<b>Média</b>		<b>0,03</b>	<b>92,75%</b>	<b>93,92%</b>

Após os cálculos foi possível obter o gráfico relação A/M x Eficiência de redução de DQO, representado na **Figura 3.1**:

**Figura 3.1:** Gráficos relação A/M x Eficiência de redução de DQO.

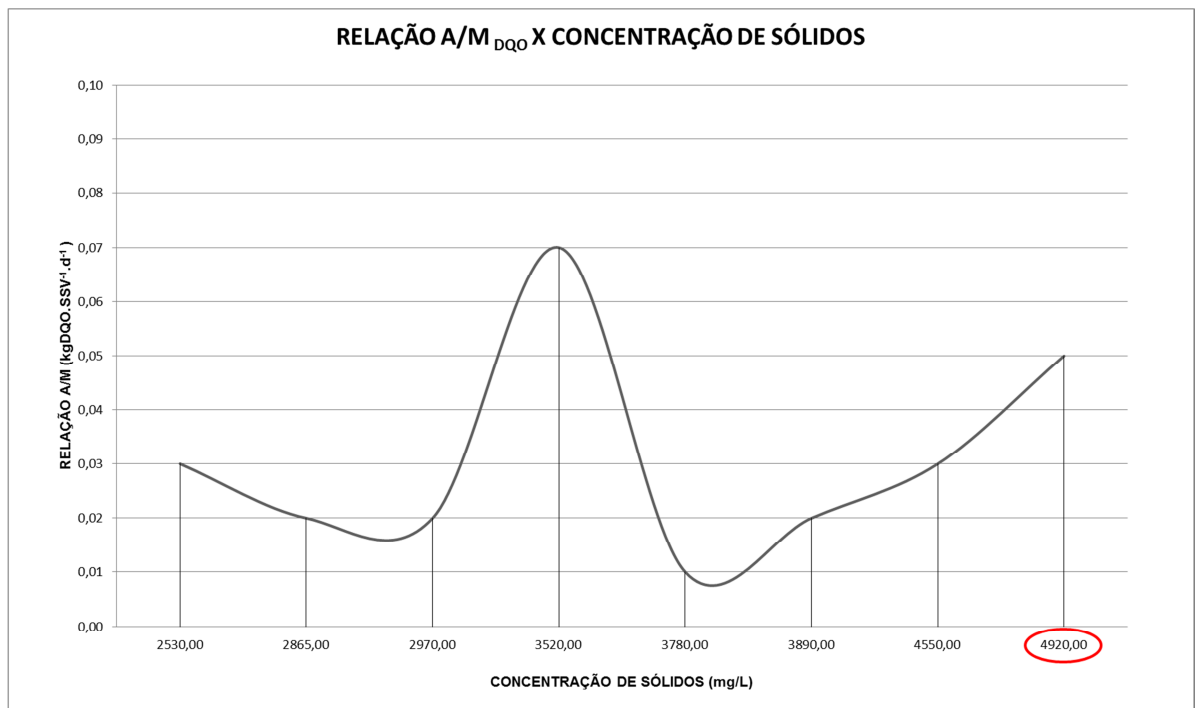
Nota-se que a estação trabalha com alta eficiência (média acima de 92%) e uma faixa de relação A/M baixa (média de 0,03 mg DQO .mg SSV<sup>-1</sup>. d<sup>-1</sup>) se comparado aos valores usuais encontrados na literatura para modalidade de aeração prolongada.

Para escolha da relação A/M para cálculo do volume do reator, serão utilizados dois critérios de segurança: a faixa mais desfavorável de A/M e a eficiência de redução de DQO e DBO suficiente. Optando por um cenário conservador, será escolhido a pior situação da relação A/M, ou seja a maior relação obtida e com uma faixa de eficiência adotada de aproximadamente 95%. Definido esses requisitos, o resultado mais adequado é o do dia 13/04/18, que operou com 0,05 mg DQO .mg SSV<sup>-1</sup>. d<sup>-1</sup> de relação A/M.

### 3.2.2 Definição da concentração de SSV (fazer o gráfico concentração de SSV x A/M DQO)

É feito o gráfico concentração de SSV x A/M DQO conforme **Figura 3.2**:

**Figura 3.2:** Gráfico relação A/M x Concentração de SSV no reator.



Deste modo, a concentração de sólidos dentro do reator utilizada para cálculo do volume do reator é  $X_v = 4.920 \text{ mg/L}$  ou  $\text{g/m}^3$ , referente a coleta do dia 13/04 quando A/M foi  $0,05 \text{ g DQO} \cdot \text{g SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ .

### 3.2.3 Cálculo do volume do reator

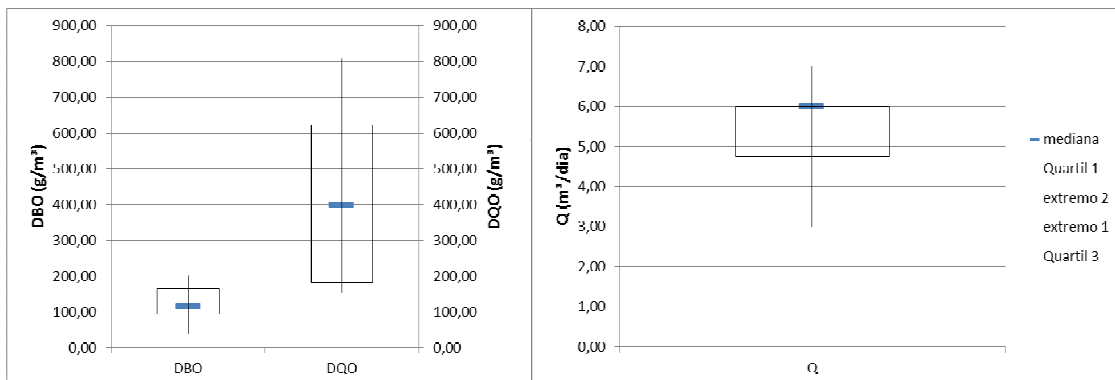
Com base nos dados da tabela 08 calcula-se a média da vazão e matéria orgânica afluentes, como mostrado na **Tabela 3.2**.

**Tabela 3.3:** Média da vazão e Matéria orgânica ( DBO e DQO) afluentes das coletas.

	Q a (m <sup>3</sup> /d)	DBO a (g/m <sup>3</sup> )	DQO a (g/m <sup>3</sup> )
<b>Media aritmética</b>	5,63	122,88	432,38
<b>Variância</b>	2,27	3.145,27	72.403,41
<b>Desvio padrão</b>	1,51	56,08	269,08

Considerando ainda os *box plots* da **Figura 3.3**, mostrando as faixas de valores possíveis para DBO e DQO e vazão respectivamente, percebe-se para DQO que a maioria das amostras encontra-se na faixa aproximada de 190 a 620  $\text{g/m}^3$ , portanto utilizaremos a média aritmética da mesma mais o desvio padrão. O mesmo raciocínio será utilizado para a vazão afluente. A DBO não será utilizada, visto que não evidencia a realidade e do contrário poderiam ocorrer erros significativos.

**Figura 3.3:** Box plots para DBO, DQO e vazão afluentes.



Sendo assim, substituiremos os dados na equação (1.37):

- Relação A/M =  $0,05 \text{ g DQO} \cdot \text{g SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$



- $Q = 7,14 \text{ m}^3$
- $S_0 \text{ (DQO)} = 701,46 \text{ g/m}^3$
- $X_v = 4.920 \text{ g/m}^3$  (referente a coleta do dia 13/04 quando A/M foi 0,05 g DQO .g SSV<sup>-1</sup>. d<sup>-1</sup>)

$$\frac{A}{M} = \frac{Q \times S_0}{V \times X_v} \quad (1.37)$$

$$0,05[\text{g DQO} \cdot \text{g SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}] = \frac{7,14[\text{m}^3/\text{dia}] \times 701,46[\text{g/m}^3]}{V[\text{m}^3] \times 4.920[\text{g/m}^3]}$$

$$V[\text{m}^3] = 20,36[\text{m}^3]$$

Tendo em vista que o volume do tanque de aeração da ETEI da Controllab é 20,42 m<sup>3</sup>, concluímos que o resultado advindo da metodologia de Giordano e Surerus (2015) foi assertivo e preciso.

Ainda assim, de modo a eliminar incertezas, estão expostos na tabela 3.3 os resultados para todos os valores de A/M e as correspondentes concentrações de SSV.

**Tabela 3.4:** Volumes dos reatores calculados para todos os resultados encontrados para A/M e suas respectivas concentrações de SSV.

		SSVTA	Relação A/M <sub>DQO</sub>	Volume do Tanque de Aeração • Q = 7,14 m <sup>3</sup> • S0 (DQO) = 701,46 g/m <sup>3</sup>
Nº	Data	mg/L	g DQO . gSSV <sup>-1</sup> . D <sup>-1</sup>	m <sup>3</sup>
1	24/11/2017	2530,00	0,03	65,99
2	06/12/2017	2865,00	0,02	87,41
3	13/12/2017	2970,00		84,32
4	26/01/2018	3520,00	0,07	20,33
5	01/02/2018	3780,00	0,01	132,50
6	07/02/2018	3890,00	0,02	64,38
7	15/03/2018	4550,00	0,03	36,69
8	13/04/2018	4920,00	0,05	20,36

Observa-se que para relações A/M acima de  $0,05 \text{ g DQO} \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , os volumes resultantes se mostraram coerentes com o volume do reator da estação de tratamento da Controllab ( $20,42 \text{ m}^3$ ). Os valores inferiores a  $0,05$  são considerados atípicos, muito baixos e que resultam em um volume de reator excessivo. Portanto conclui-se que para valores acima de  $0,05 \text{ g DQO} \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  a metodologia é válida por proporcionar precisão no resultado.

### 3.2.4 Memória de cálculo para dimensionamento do volume do reator – metodologia tradicional

Sabendo que o ciclo de batelada dura 20h, acha-se o volume de carga, através de uma vazão de entrada estimada. Será adotada a vazão média mais o desvio padrão, por questão de segurança e comparação justa a metodologia de Giordano e Surerus (2015). Pela equação (1.40), calcula-se:

- $Q = 7,14 \text{ m}^3$

$$V_B = \frac{7,14[\text{m}^3/\text{dia}]}{24 [\text{h}/\text{dia}]} \times 20[\text{h}] = 5,95[\text{m}^3]$$

Calcula-se a massa de carga orgânica afluyente por ciclo (será adotada a DQO afluyente média mais o desvio padrão, seguindo o mesmo critério da vazão):

- $S_0 \text{ (DBO)} = 701,46 \text{ g/m}^3$

$$MS_0 = 5,95[\text{m}^3] \times 701,46[\text{g/m}^3] \times 10^{-3}[\text{g/kg}] = 4,68[\text{Kg}]$$

Calcula-se a massa de SSV no reator para reação durante 24h, estipulando uma relação A/M adotada (para Eckenfelder de  $0,05$  a  $0,20 \text{ Kg DBO} \cdot \text{Kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  – será adotada a mediana):

- Relação A/M =  $0,12 \text{ kg DQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$

$$MX_{v24} = \frac{4,68 [\text{kg}]}{0,12\text{kg} [\text{DQO} \cdot \text{kg SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}]} = 39[\text{kg} \cdot \text{dia}]$$

Calcula-se a massa de SSV no reator para reação durante o tempo estimado de reação  $t_R$ , estipulando o tempo  $t_R$  em 35% do tempo de duração do ciclo:

- $t_R = 35\%$  do tempo de ciclo = 7h

$$MX_{v10} = \frac{39[kg \cdot dia]}{24 [h/dia]} \times 7[h] = 11,37[kg]$$

Cálculo da massa de SST no reator, arbitrando a relação SSV/SST :

- SSV/SST = 0,85 [adimensional]

$$MX = \frac{11,37 [kg]}{0,85kg [adimensional]} = 13,38[kg]$$

Adotam-se alturas da zona de transição e útil do reator, que é adotada em função dos dispositivos de aeração empregados, a altura de transição não deve ser menor que 0,50m

O cálculo do volume da zona de lodo é baseado no IVL adotado:

$$IVL = 150 \text{ ml/g}$$

$$V_L = 150[ml/g] \times 10^{-6}[m^3/ml] \times 13,38[kg] \times 10^3[kg/g] = 2,00 [m^3]$$

Calcula-se a área da superfície do reator, adotando-se uma altura para o reator (será adotada a altura real do reator):

- $H_T = 3m$
- $H_F = 0,5m$

$$A = \frac{3,67 [m^3] + 2,00[m^3]}{3[m] - 0,50 [m]} = 2,26[m^2]$$

Calcula-se o volume  $F$  da zona de transição e finalmente o volume total:

$$V_F = 2,26[m^2] \times 0,50[m] = 1,13[m^3]$$

$$V_T = 5,95[m^3] + 2,00 [m^3] + 1,13[m] = 9,08[m^3]$$

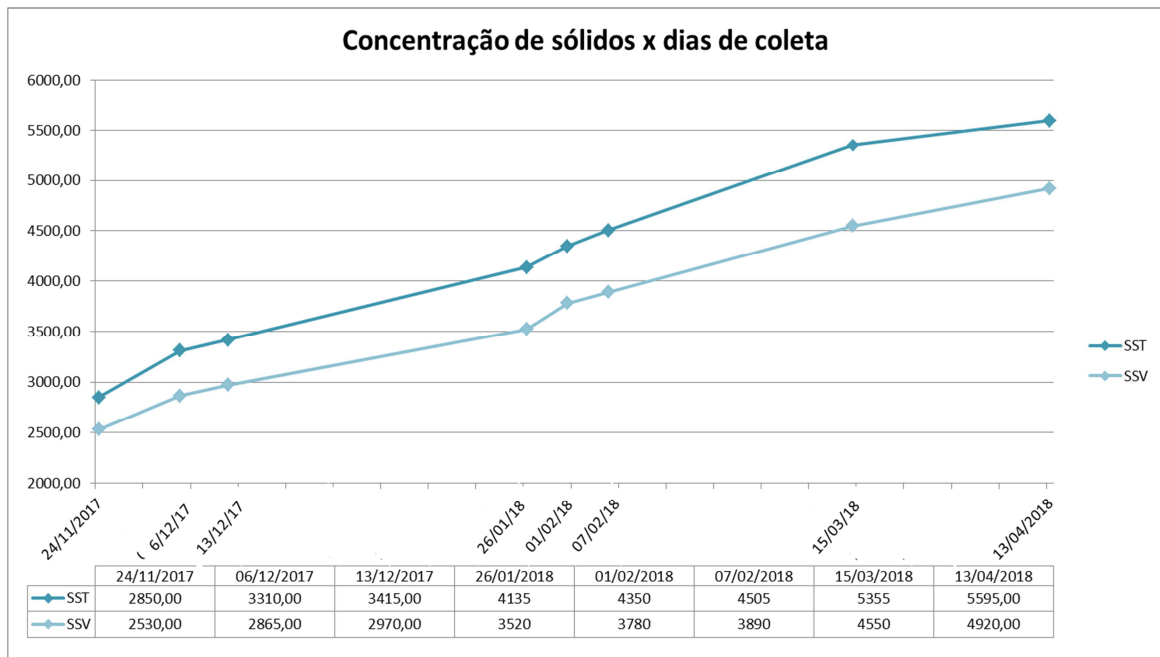
Ainda utilizando alguns dados reais, como altura do reator, tempo de ciclo, e carga orgânica média em termos de DQO levando-se em conta o seu desvio padrão a favor da segurança, chega-se a um volume quase 60% inferior ao volume real do reator. Isso já era esperado, pois diversos parâmetros são adotados de forma aleatória. O cálculo do volume de lodo é realizado através do IVL, supondo que o lodo apresentará a concentração equivalente a este após as etapas de sedimentação e descarga e arbitrando-o em função de faixas de valores quaisquer e que não caracterizam o efluente a ser tratado na ETEI. A relação A/M e SSV/SST também são arbitradas e o que se tem ao final de tudo isso é um grande somatório de aproximações grosseiras que repercute em um resultado distante do real.

### 3.3 Memória de cálculo da massa de sólidos

#### 3.3.1 Produção real de sólidos

Como explicitado no item 2.5 da metodologia, a produção de sólidos suspensos em determinado período é obtida pela diferença de concentração dos sólidos suspensos total ou volátil, neste período. A seguir encontram-se o gráfico de concentração de sólidos x tempo (**Figura 2.6**) e a **Tabela 2.4** de produção de sólidos gerada pela diferença de concentração dos sólidos multiplicada ao volume de lodo no reator. A tabela completa de produção de sólidos encontra-se no apêndice C.

**Figura 3.4:** Gráfico de concentração de sólidos ao longo do tempo e diferença entre SST e SSV.



**Tabela 3. 5:** Produção real de sólidos diária real.

		Mistura no Reator		Volume de lodo no T. A.	Massa de sólidos (g)
Nº	Data	SSTA mg/L	SSVTA mg/L	m <sup>3</sup>	$(SST_f - SST_i) \times V$
1	24/11/2017	2.850	2.530	6	0
2	06/12/2017	3.310	2.865	6	2.760
3	13/12/2017	3.415	2.970	6	630
4	26/01/2018	4.135	3.520	6	4.320
5	01/02/2018	4.350	3.780	6	1.290
6	07/02/2018	4.505	3.890	6	930
7	15/03/2018	5.355	4.550	6	5.100
8	13/04/2018	5.595	4.920	6	1.440

<sup>1</sup> Não foi calculada a produção de lodo do primeiro dia, visto que não há dados da concentração de SST anteriores ao dia 24/11/2017.

### 3.3.2 Produção de sólidos pela metodologia de Giordano e Surerus (2015)

O cálculo da produção de sólidos pela metodologia de Giordano e Surerus (2015) consiste em encontrar o fator de produção de sólidos em função dos parâmetros obtidos experimentalmente no reator em escala de bancada que aqui está substituído pela ETEI real. De modo a obter um valor mais próximo da realidade, esse fator de produção de sólidos é calculado em função da produção de sólidos obtida pela média de remoção das cargas orgânicas no período. Desta forma:

F.P.S entre os dias 24/11/17 e 13/04/18:

Volume de lodo no reator	6.000	L
$SST_{inicial} (24/11/17)$	2.850	mg/L
$SST_{final} (13/04/18)$	5.595	mg/L
$\overline{DQO_a} = \frac{\sum_{i=24/11/17}^{13/04/18} DQO_{a_i}}{8}$	432,38	mg/L
$\overline{DQO_e} = \frac{\sum_{i=24/11/17}^{13/04/18} DQO_{e_i}}{8}$	27,80	mg/L
$\sum_{i=24/11/17}^{13/04/18} Q_i$	45.000	L

$$1) \quad \text{Massa de sólidos} = \text{volume do reator} \times (SST_f - SST_i)$$

$$\text{Massa de sólidos} = 6.000 \text{ [L]} \times (5.595 - 2.850) \left[ \frac{\text{mg SST}}{\text{L}} \right] \times 10^{-3} [\text{g/mg}]$$

$$\text{Massa de sólidos} = 16.470 \text{ gSST}$$

$$2) \quad \text{Carga orgânica removida} = (\overline{DQO_a} - \overline{DQO_e}) \times V_{alim}$$

$$\text{Carga orgânica removida} = (432,38 - 27,80) \left[ \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right] 10^{-3} [\text{g/mg}] \times (45.000) [\text{L}]$$

$$= 18.205,88 \text{ gDQO}$$

$$3) \quad \text{Fator de produção de sólidos} = \frac{\text{Massa de sólidos}}{\text{carga orgânica removida}}$$

$$\text{Fator de produção de sólidos} = \frac{16.470 \text{ gSSV}}{18.205,88 \text{ gDQO}} = 0,90 \frac{\text{gSST}}{\text{gDQO}}$$

Deste modo, acha-se o fator de produção de sólidos de 0,90 gSST/gDQO e o multiplica por cada carga orgânica removida em cada dia de coleta para achar a produção de sólidos diária, conforme **Tabela 3.5**. A tabela completa encontra-se no apêndice E.

**Tabela 3.6:** Produção de sólidos diária, segundo metodologia de Giordano e Surerus (2015).

		Metodologia de Giordano e Surerus (2015)						
		Entrada (Afluente)	Saída (Efluente)	DQO removida	Carga Orgânica Removida (g/dia)	Fator de produção de sólidos (gSST/gDQO)	Massa de Sólidos estimada (g)	
N	Data	Q <sub>a</sub> m <sup>3</sup> /d	DQO mg/L	DQO mg/L	Δ DQO mg/L	<i>C.O.R = ΔDQO × Q<sub>a</sub></i>	<i>F.P.S</i>	<i>M.S = F.P.S × C.O.R</i>
1	24/11/17	7	189	23	166	1.162	0,90	1.046
2	06/12/17	3	331	34	297	891	0,90	802
3	13/12/17	7	159	<15	144	1.008	0,90	907
4	26/01/18	6	808	<15	793	4.758	0,90	4.282
5	01/02/18	6	153	18	135	810	0,90	729
6	07/02/18	4	466	20	446	1.784	0,90	1.606
7	15/03/18	5	569	<15	554	2.770	0,90	2.493
8	13/04/18	7	784	44	740	5.180	0,90	4.662

### 3.3.3 Produção de sólidos pela metodologia tradicional

Segue uma demonstração de que os resultados obtidos para produção de lodo através da metodologia tradicional é distante do alcançado na realidade.

Na metodologia tradicional, podemos utilizar a equação (1.19) para cálculo dos Sólidos Suspensos Voláteis no reator, tendo em vista que o afluente é basicamente matéria orgânica de fácil degradação. A produção líquida de sólidos suspensos voláteis se dá por:

$$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V \quad (1.19)$$

E para cálculo de  $X_b$  temos a equação (1.14):

$$f_b = \frac{X_b}{X_v} \quad (1.14)$$

Onde  $f_b$  é dado pela equação (1.3):

$$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c} \quad (1.3)$$

Levando-se em consideração os valores dos coeficientes cinéticos,  $K_d$  e  $Y$ , da **tabela 1.2** e utilizando a faixa de valores de Eckenfelder ( $K_d=0,075$  e  $Y=0,73$ ), e ainda considerando o tempo médio de residência celular  $\theta_c = 247$  dias, conforme os cálculos a seguir, podemos obter a produção de lodo utilizando os dados presentes na **Tabela 3.1**.

Para cálculo do tempo médio de residência celular, ou idade do lodo, tendo em vista o volume do tanque de aeração ( $20,42 \text{ m}^3$ ), foi tomado como base o histórico de descartes de lodo feitos na ETEI no ano de 2017 e 2018, demonstrado na **Tabela 3.7**:



**Tabela 3.7:** Histórico de descarte de lodo na ETEI da Controllab.

Data	Volume de lodo descartado (m <sup>3</sup> )	Intervalo de tempo de descarte (dias)
09/01/2017	6	-
07/06/2017	6	149
09/11/2017	6	155
13/04/2018	7	155

Adaptando a equação (1.30) e sabendo que o lodo é descartado quando ocupa 50% do tanque de aeração (10,21 m<sup>3</sup>), calcula-se a idade do lodo ( $\theta_c$ ) baseando-se na equação abaixo, substituindo  $X_v$  pelo volume de lodo e  $\Delta X_v$  pelo volume de lodo descartado.

$$\theta_c = \frac{X_v}{\Delta X_v / \Delta t} \quad (1.30)$$

$$\theta_{c1} = \frac{10,21}{\frac{6}{149}} = 253 \text{ dias}$$

$$\theta_{c2} = \frac{10,21}{\frac{6}{155}} = 263 \text{ dias}$$

$$\theta_{c3} = \frac{10,21}{\frac{7}{155}} = 226 \text{ dias}$$

Fazendo-se uma média aritmética das idades de lodo, chega-se ao valor de:

$$\text{Tempo médio de residência celular} = \frac{253 + 263 + 226}{3} = 247 \text{ dias}$$

Vale ressaltar que a metodologia tradicional propõe a aplicação da idade do lodo, porém este parâmetro não se configura como uma boa alternativa, quando o descarte do lodo é feito de forma pontual e sem periodicidade, visto que sua validade está condicionada a premissa de que a massa de lodo produzida é igual à

massa descartada, conforme estabelecido no estado estacionário. Santos (2005) alerta que no RSB é impossível alcançar esse estado e que a operação de lodos ativados em batelada carece de controle rigoroso e constante do descarte de lodo a cada batelada para estabelecer a idade do lodo como parâmetro operacional. Porém, para reproduzir a metodologia encontrada na literatura, teve-se que adaptar o conceito para se chegar a algum valor. Desta forma é notório a alta idade do lodo, se comparado aos valores encontrados na literatura.

Por exemplo, abaixo está a memória de cálculo para a segunda coleta feita (06/12/2017):

$$f_b = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \times 0,075 \times 247} = \frac{0,8}{4,705} = 0,17 \frac{\text{mgSSV}_b}{\text{mgSSV}}$$

$$X_b = 0,17 \left[ \frac{\text{mgSSV}_b}{\text{mgSSV}} \right] \times 2.865 \left[ \frac{\text{mgSSV}}{\text{L}} \right] = 487,05 \frac{\text{mgSSV}_b}{\text{L}}$$

$$\begin{aligned} \Delta X_v &= 0,73 \left[ \frac{\text{mgSSV}}{\text{mgDBO}} \right] \times (104 - 12) \left[ \frac{\text{mgDBO}}{\text{L}} \right] \times 10^{-3} \left[ \frac{\text{g}}{\text{mg}} \right] \times 3 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \right] \times 10^3 \left[ \frac{\text{L}}{\text{m}^3} \right] \\ &\quad - 0,075 [d^{-1}] \times 487,14 \left[ \frac{\text{mgSSV}_b}{\text{L}} \right] \times 10^{-3} \left[ \frac{\text{g}}{\text{mg}} \right] \times 6 [\text{m}^3] \times 10^3 \left[ \frac{\text{L}}{\text{m}^3} \right] \\ &= -17,73 \frac{\text{gSSV}}{\text{dia}} \end{aligned}$$

Como se pode perceber o resultado dá negativo para matéria orgânica expressa em  $\text{DBO}_5$ . Os cálculos que estabelecem a produção de lodo a partir da carga orgânica removida são baseados na redução da  $\text{DBO}_5$ , e conforme dados de acompanhamento desta estação a matéria orgânica da DQO também é biodegradável, pois esta é constituída de substâncias de origem biológica, porém aparecem predominantemente como DQO na análise. Nem sempre a diferença entre a DQO e a  $\text{DBO}_5$  é matéria não biodegradável, uma vez que a o tipo de partícula e sua granulometria presente no material influencia no potencial de degradabilidade. Portanto conclui-se que considerar parâmetro de  $\text{DBO}_5$  para medir matéria orgânica de um efluente bruto é uma decisão extremamente equivocada que pode acarretar em subdimensionamento de reatores aeróbios.

Apesar desses valores de coeficientes estarem atrelados a representação da matéria orgânica em termos de DBO<sub>5</sub>, Façamos o cálculo novamente, utilizando DQO.

$$\begin{aligned}\Delta X_v &= 0,73 \left[ \frac{\text{mgSSV}}{\text{mgDBO}} \right] \times (331 - 34) \left[ \frac{\text{mgDBO}}{L} \right] \times 10^{-3} \left[ \frac{g}{\text{mg}} \right] \times 3 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \right] \times 10^3 \left[ \frac{L}{\text{m}^3} \right] \\ &\quad - 0,075 [d^{-1}] \times 487,14 \left[ \frac{\text{mgSSVb}}{L} \right] \times 10^{-3} \left[ \frac{g}{\text{mg}} \right] \times 6 [\text{m}^3] \times 10^3 \left[ \frac{L}{\text{m}^3} \right] \\ &= 431,22 \frac{gSSV}{\text{dia}}\end{aligned}$$

Sabemos que pela equação (1.22), estima-se o cálculo de produção de sólidos total, adotando para SSV/SST = 0,85. Mas tendo-se em vista que se possui os dados reais para a relação SSV/SST, faremos uso do mesmo na tentativa de alcançarmos resultados mais representativos possíveis. Deste modo, tem-se:

$$\Delta X = \Delta X_v \times \frac{SST}{SSV} \quad (1.22)$$

$$\Delta X = 431,22 \times \frac{3.310}{2.865} = 498,19 gSST/\text{dia}$$

Mesmo utilizando DQO como parâmetro, observa-se que este resultado tem um grande afastamento da realidade, uma vez que a produção real de sólidos totais é de aproximadamente 2,7kg para esse dia. A **Tabela 3.8** mostra os resultados da produção de lodo diária obtidas teoricamente. A tabela completa encontra-se no apêndice D.

**Tabela 3.8:** Produção de sólidos diária, segundo metodologia teórica.

		Fração biodegradável da biomassa	Biomassa auto-oxidada por respiração endógena ( $X_b$ )	Produção de lodo metodologia tradicional (por DBO) (g SSV/dia)	Produção de lodo metodologia tradicional (por DQO) (g SSV/dia)	Produção de SST metodologia tradicional (por DQO) (g SST/dia)
Nº	Data	$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c}$	$X_b = f_b \times X_v$	$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V$		$\Delta X = \Delta X_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/2017	0,17	430,18	327,64	654,68	737,48
2	06/12/2017	0,17	487,14	-17,73	431,22	498,19
3	13/12/2017	0,17	504,99	-53,51	508,59	584,80
4	26/01/2018	0,17	598,51	497,17	3.204,01	3.763,80
5	01/02/2018	0,17	642,72	-22,04	302,08	347,63
6	07/02/2018	0,17	661,42	64,44	1.004,68	1.163,52
7	15/03/2018	0,17	773,65	232,21	1.673,96	1.970,12
8	13/04/2018	0,17	836,56	640,44	3.404,95	3.872,09

Como citado anteriormente, von Sperling (2002) explica que as faixas de valores de  $K_d$  utilizados por ele são ligeiramente superiores aos presentes em textos técnicos que não utilizam o conceito de  $f_b$ . Isto posto, observando que na literatura existem diversos valores estipulados para  $K_d$  e  $Y$ , calculou-se a produção de sólidos, fazendo o mesmo processo descrito acima, utilizando valores de  $K_d$  mais baixos. Por isso também não foi aplicada a fração de  $f_b$  na concentração de SSV para esses cálculos. Obteve-se então a **Tabela 3.9** com diversos resultados finais para alguns valores de  $K_d$  e  $Y$ , fixados por autores conforme **Tabela 1.2**.

**Tabela 3.9:** Resultados dos cálculos de produção de lodo utilizando diversos valores para os coeficientes cinéticos, de acordo com autores.

Produção de sólidos (g/dia)									
		$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V \quad \Delta X = \Delta X_v \times \frac{SST}{SSV}$							
		$X_v = \frac{X_b}{f_b}$ Base de DBO ou DQO a depender do autor							
Nº	Data	ECKENFELDER Y(DBO)=0,73 K <sub>d</sub> =0,075	HAAS E PEARSON Y(DQO)=0,35 K <sub>d</sub> =0,05	HAAS E PEARSON Y(DBO) = 0,60 K <sub>d</sub> =0,05	PARKHURT E PEARSON Y(DQO) = 0,31 K <sub>d</sub> =0,016	JENKINS E GARRISON Y(DQO) = 0,33 K <sub>d</sub> =0,04	JENKINS E MENAR Y(DQO) = 0,33 K <sub>d</sub> =0,001	JENKINS E MENAR Y (DBO) = 0,53 K <sub>d</sub> =0,001	ECKHOFF E JENKINS Y (DBO) = 0,34 K <sub>d</sub> =0,016
1	24/11/17	-426,69	-396,86	-293,48	104,16	-198,61	326,92	322,45	-0,10
2	06/12/17	-944,70	-632,71	-600,61	1,01	-340,65	239,62	111,73	-156,83
3	13/12/17	-1.015,50	-618,84	-650,70	23,79	-330,62	273,79	94,20	-177,59
4	26/01/18	-570,53	715,75	-362,64	967,94	617,45	1.318,63	455,75	16,24
5	01/02/18	-1.239,96	-978,75	-794,58	-97,13	-556,05	212,56	148,85	-207,19
6	07/02/18	- 1.183,25	-628,38	-750,71	155,08	-297,79	488,19	206,83	-176,84
7	15/03/18	-1.221,91	-465,47	-754,50	358,47	-151,15	753,49	334,81	-141,47
8	13/04/18	-833,91	383,23	-562,96	996,73	464,82	1.477,21	623,26	1,14

Nota-se imediatamente a incoerência dos resultados advindos de coeficientes puramente arbitrados, perfazendo negativamente a produção de lodo na maioria, exceto os valores de Jenkins e Menar utilizando DQO como parâmetro, que ainda assim se afastaram muito dos resultados reais, comparando-os com a tabela 3.4, com diferenças que alcançaram mais de 4 kg no dia 15/03/18. As tabelas completas de cálculo da produção de lodo para valores de coeficientes estipulados por cada autor encontra-se nos apêndices F a M.

Sabendo-se que se pode calcular experimentalmente os coeficientes K<sub>d</sub> e Y, foram feitos os cálculos dos mesmos no próximo item, visando verificar se dessa forma os resultados se aproximam dos reais.

### 3.3.3.1 Produção de sólidos pela metodologia tradicional com cálculo experimental dos coeficientes cinéticos

Considerando insatisfatória a previsão de produção de sólidos encontrada pela metodologia tradicional, usando os coeficientes estipulados na literatura K<sub>d</sub> e Y iguais a 0,075 e 0,73 respectivamente, optou-se por calculá-los de forma

experimental, objetivando encontrar um resultado mais preciso com essa metodologia. Sendo assim, haja vista a equação (1.28) e que  $t = V/Q$ , com base na **Tabela 3.10**, plotou-se o gráfico da **Figura 3.5**.

$$\frac{\Delta X_v}{f_b \times X_v \times t} = \frac{Y(S_0 - S)}{f_b \times X_v \times t} - K_d \quad (1.28)$$

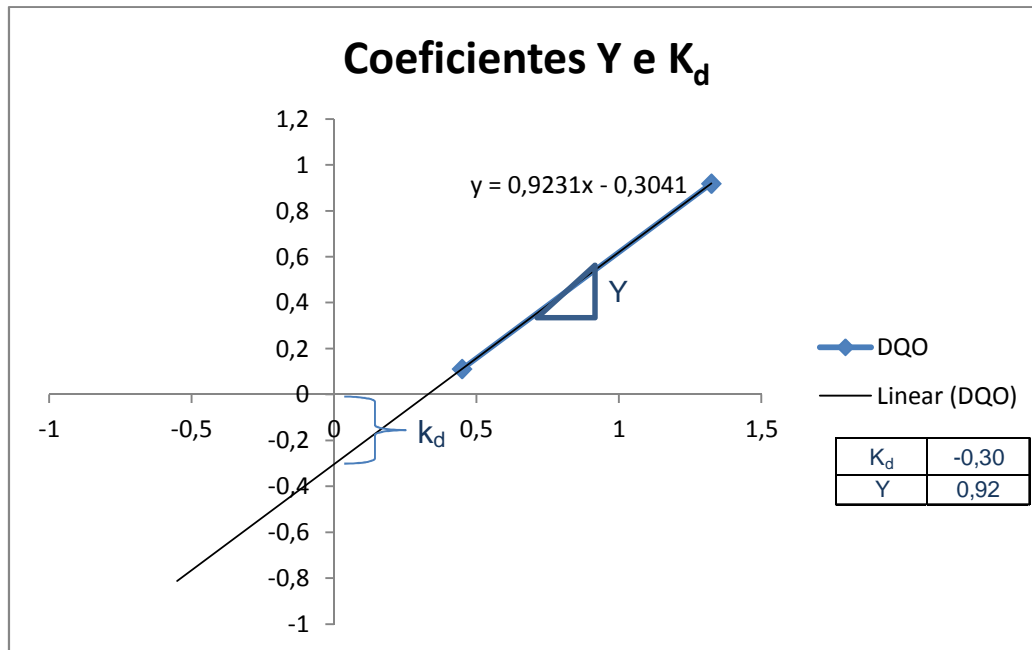
**Tabela 3.10:** Cálculo experimental de Y e  $K_d$ .

		Mistura Reator	DQO removida	Volume do lodo no T. A.	Fração biodegradável da biomassa	Eixo das Ordenadas	Eixo das abscissas	
Nº	Data	Q a	SSVTA	$\Delta$ DQO	m³	$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c}$	$\frac{\Delta X_v}{f_b \times X_v \times t}$	$\frac{Y(S_0 - S)}{f_b \times X_v \times t}$
		m³/d	mg/L					
1	24/11/2017	7	2.530,00	166,00	6,00			
2	06/12/2017	3	2.865,00	297,00	6,00	0,17	0,34	0,30
3	13/12/2017	7	2.970,00	144,00	6,00	0,17	0,24	0,33
4	26/01/2018	6	3.520,00	793,00	6,00	0,17	0,92	1,32
5	01/02/2018	6	3.780,00	135,00	6,00	0,17	0,40	0,21
6	07/02/2018	4	3.890,00	446,00	6,00	0,17	0,11	0,45
7	15/03/2018	5	4.550,00	554,00	6,00	0,17	0,71	0,60
8	13/04/2018	7	4.920,00	740,00	6,00	0,17	0,52	1,03

Observa-se imediatamente uma arbitrariedade no cálculo dos coeficientes. A reta é traçada com valores em função de  $f_b$ , sendo que  $f_b$  é calculado em função de  $K_d$ , que seria o coeficiente linear desta reta. Sendo assim, em um primeiro momento continuou-se a utilizar  $0,075 \text{ d}^{-1}$  para  $K_d$  para cálculo de  $f_b$  visando o traçado da reta.

Considerando todos os pontos encontrados para as ordenadas e abscissas, encontrou-se um gráfico com pontos dispersos um do outro. Os pontos que mais se adequaram tomando como base que por definição  $k_d$  é um coeficiente negativo, foram os das amostras 4 e 6. Deste modo traçou-se uma linha de tendência e obteve-se o gráfico abaixo com os pontos destacados em amarelo, prolongando-se a reta para encontrar o coeficiente  $K_d$  real. O coeficiente de produção celular, Y, é a inclinação da reta.

**Figura 3.5:** Gráfico para cálculo experimental dos coeficientes Y e K<sub>d</sub>.



Encontrando-se K<sub>d</sub> = 0,30 d<sup>-1</sup> e Y = 0,92, recalculou-se  $f_b$ , e conseqüentemente a produção de lodo, conforme **Tabela 3.11**. A completa encontra-se no apêndice E.

**Tabela 3.11:** Produção de SST segundo metodologia tradicional, calculando-se Y e K<sub>d</sub> experimentalmente

		Volume de lodo no T. A.	Fração biodegradável da biomassa	Biomassa auto-oxidada por respiração endógena (X <sub>b</sub> )	Produção de lodo metodologia tradicional (por DBO) (g SSV/dia)	Produção de lodo metodologia tradicional (por DQO) (g SSV/dia)	Produção de SST metodologia tradicional (por DQO) (g SST/dia)
Nº	Data	Q a m <sup>3</sup> /d	m <sup>3</sup>	$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c}$	$X_b = f_b \times X_v$	$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/17	7	6,00	0,05	127,94	426,59	944,84
2	06/12/17	3	6,00	0,05	144,88	-6,86	645,75
3	13/12/17	7	6,00	0,05	150,19	-51,38	755,46
4	26/01/18	6	6,00	0,05	178,00	645,60	4.765,77
5	01/02/18	6	6,00	0,05	191,15	-7,35	461,62
6	07/02/18	4	6,00	0,05	196,71	102,24	1.490,70
7	15/03/18	5	6,00	0,05	230,09	317,24	2.511,84
8	13/04/18	7	6,00	0,05	248,80	833,72	4.910,14

Objetivando a comparação das metodologias, os resultados das mesmas foram organizados na **Tabela 3.12**:

**Tabela 3.12:** Comparação da produção de lodo entre as metodologias existentes e de Giordano e Surerus (2015).

		Massa de sólidos real (g)	Metodologia de Giordano e Surerus (2015)	Metodologia Tradicional	
				$k_d = 0,075$ $Y = 0,73$	$k_d = 0,30$ $Y = 0,92$ (calculados experimentalmente)
			Massa de Sólidos estimada (g)	Massa de Sólidos estimada (g)	Massa de Sólidos estimada (g)
N	Data	$(SST_f - SST_i) \times V$	$M.S = F.P.S \times C.O.R$	$\Delta X = [Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V] \times \frac{SST}{SSV}$	
1	24/11/17	-	1.045,80	737,48	944,84
2	06/12/17	2.760,00	801,90	498,19	645,75
3	13/12/17	630,00	907,20	584,80	755,46
4	26/01/18	4.320,00	4.282,20	3.763,80	4.765,77
5	01/02/18	1290,00	729,00	347,63	461,62
6	07/02/18	930,00	1.605,60	1.163,52	1.490,70
7	15/03/18	5.100,00	2.493,00	1.970,12	2.511,84
8	13/04/18	1440,00	4.662,00	3.872,09	4.910,14
<b>TOTAL (a partir da amostra 2):</b>		<b>16.470,00</b>	<b>15.480,90</b>	<b>12.200,15</b>	<b>15.541,27</b>

Ao compararmos os resultados, observamos que a metodologia tradicional, utilizando-se coeficientes puramente arbitrados, estipulados em faixas de valores diversas, chega a um resultado com mais de 4kg de lodo de diferença. Já quando esses coeficientes são determinados de forma experimental o resultado se aproxima do real, bem como na metodologia de Giordano e Surerus (2015), ambos com



menos de 1kg de diferença para o lodo real produzido. Mas cabe ressaltar o contrassenso para o cálculo experimental dos coeficientes cinéticos, visto que poderia ter sido escolhido qualquer valor inicial de  $K_d$  para o cálculo de  $f_b$  e que este afeta diretamente o traçado da reta, cujo coeficientes angular ( $Y$ ) e linear ( $K_d$ ) é encontrado. Ou seja, concluímos que os coeficientes  $Y$  e  $k_d$  encontrados dependem de um coeficiente arbitrado ( $K_d$ ), e do parâmetro idade do lodo ( $\theta_c$ ), que como citado aqui previamente, só tem validade diante de condições estacionárias. Deste modo, a aproximação da produção de lodo utilizando este método com o resultado real leva a crer pode ter sido por mero acaso.

Note que não houve descarte de lodo no período relacionado as coletas, ou seja entre o dia 24/11/17 e 13/04/2018 , porém evidentemente houve variação da concentração de SSV no reator no decorrer desses dias, em virtude da biodegradação da matéria orgânica. Esse acompanhamento do volume de lodo no reator é necessário para o alcance de resultados mais precisos. Foi constatado o volume de lodo inicial em aproximadamente 6 m<sup>3</sup>, porém o acompanhamento deste volume ao longo do período foi difícil de ser realizado, pois se trata de um acompanhamento em escala real e ainda por cima em uma estação de pequeno porte com dificuldades de fazer as medições.

Provavelmente a diferença de menos de 1kg entre o resultado real e os resultados previstos pela metodologia de Giordano e Surerus (2015) e a metodologia tradicional com o cálculo experimental dos coeficientes, foi devido a esta falta no acompanhamento volumétrico do lodo no reator. Ainda assim, constata-se que a diferença é mínima, principalmente se comparada a metodologia tradicional com os coeficientes arbitrados.

Utilizando os dados de DBO<sub>5</sub> não se pode chegar a uma conclusão verídica, visto que o efluente da ETEI é todo biodegradável em função das suas características e resultados prévios do tratamento, sendo assim o parâmetro DBO<sub>5</sub> não traduz a realidade. Prova disso foram os resultados negativos de produção de lodo, quando este parâmetro foi utilizado para representação da matéria orgânica.

A utilização da DBO<sub>5</sub> na maioria das equações das metodologias existentes para cálculo de reatores pode levar a divergências significativas com relação a um resultado real.

Nesse caso, ao se valer de dados de DQO para o cálculo da produção de sólidos no método tradicional sem o cálculo experimental dos coeficientes cinéticos,

ainda assim, chegou-se a um resultado discrepante, daí a importância de se trabalhar com dados experimentais.

## CONCLUSÕES

Os objetivos apontados pelo presente trabalho foram plenamente atingidos. A metodologia de Giordano e Surerus (2015) para dimensionamento de reator de lodos ativados, baseando-se em parâmetros obtidos em análises do efluente para atingir valores de parâmetros fidedignos, logrou êxito em sua aplicação em uma ETEI real. Ademais, o fato da ETEI da Controllab estar operando de forma excelente com alta eficiência de remoção de matéria orgânica e pouca produção de lodo conferiu a veracidade e confiabilidade necessárias na comparação dos resultados obtidos com os dados reais da estação.

Foram elaboradas memórias de cálculo para dimensionamento de volume de reator e produção de lodo pela metodologia de Giordano e Surerus (2015) e pela metodologia tradicional, possibilitando uma comparação detalhada entre essas. Em se tratando de cálculo de volume dos reatores, foi encontrada uma previsão de volume de 20,36 m<sup>3</sup> na metodologia de Giordano e Surerus (2015), enquanto a metodologia tradicional apresentou 9,08 m<sup>3</sup>, sendo o volume real do reator 20,42 m<sup>3</sup>, ou seja a metodologia tradicional apontou um volume quase 60% inferior ao real, enquanto a tradicional foi precisa. Vale ressaltar que esse resultado é proveniente de cálculos aonde foram utilizados alguns parâmetros reais de dimensionamento na aplicação da metodologia tradicional, o que foi feito exatamente para permitir uma comparação justa entre as metodologias.

Em se tratando de cálculo de produção de sólidos, os resultados também foram muito distantes, principalmente se a representação da matéria orgânica for através de DBO<sub>5</sub>, o que permitiu resultados negativos como mostrado no apêndice D. Esse é um fato de extrema relevância, pois ainda que a relação DBO/DQO da ETEI da Controllab esteja por volta de 0,40 esse não é um fator decisivo na caracterização do efluente, visto que seu efluente é basicamente de origem biológica e facilmente biodegradável. Isto posto, podemos inferir que o teste empírico é extremamente importante, em função da relação DBO<sub>5</sub>/DQO não indicar nenhuma

tendência a biodegradabilidade na amostra bruta de um efluente industrial. Só se pode determinar a biodegradabilidade pela diferença ou pela relação final baseada no efluente tratado. Desta forma, quando se fez uso da DBO para representar a matéria orgânica, os resultados de produção de SST foram negativos em sua maioria. Quando foi utilizada a DQO, os resultados foram melhores, mas ainda assim muito inadequados. Isso decorreu provavelmente da utilização de coeficientes cinéticos aleatórios que não refletem as características reais do efluente. A produção de lodo total real, contada a partir da segunda coleta foi de 16,47 kg, enquanto da metodologia de Giordano e Surerus (2015) foi de 15,48 kg contra 12,20 kg da metodologia tradicional. Quando os coeficientes cinéticos  $k_d$  e  $Y$  utilizados na metodologia tradicional são calculados experimentalmente, os resultados de estimativa de produção de lodo melhoram significativamente, passando para 15,54 kg, isto é, próximo da metodologia de Giordano e Surerus (2015). Porém há uma incongruência no cálculo dos coeficientes, pois a equação da reta que se traça para achá-los depende de  $f_b$ , cujo valor é calculado com base em  $K_d$ . Sendo assim, somente a análise experimental mais aprofundada para saber a fração biodegradável da biomassa real pode conferir em um resultado verídico de  $K_d$ . Ainda assim, atribuindo o valor adotado de  $k_d$  por Eckenfelder ( $0,075 \text{ d}^{-1}$ ), o resultado foi satisfatório.

A partir dos resultados deste trabalho, concluímos ser de grande importância a execução de análises experimentais feitas em reatores de bancada antes de qualquer dimensionamento de ETEI's, visto as discrepâncias apresentadas entre os resultados de uma metodologia teórica e uma experimental. Além de ocorrerem variações de carga orgânica afluentes, cada efluente tem suas características peculiares que precisam ser consideradas, pois impactam na sua tratabilidade e conseqüentemente no dimensionamento dos reatores. Logrou-se demonstrar ainda o êxito na aplicação da metodologia de Giordano e Surerus (2015) em uma estação de efluentes de escala real, que forneceu resultados compatíveis com a realidade. Desta forma foi explicitado que uma metodologia com cálculos simples para dimensionamento de reatores e produção de lodo, pode ser aplicada com boa precisão.

## RECOMENDAÇÕES/TRABALHOS FUTUROS

1. Recomenda-se a utilização do respirômetro em aplicações semelhantes para avaliar a taxa de consumo de oxigênio, visto que esse é um parâmetro importante em tratamento por lodos ativados;
2. Ao final do trabalho, na fase dos cálculos, sentiu-se a necessidade de fazer coletas mais regulares e em maiores quantidades para conferir resultados mais precisos ainda;
3. Fazer análises de remoção de nutrientes para obter resultados mais fidedignos com relação a produção de sólidos, visto que a presença de nutrientes é fator limitante;
4. Fazer acompanhamento diário do volume do lodo no reator é fator indispensável para garantir mais precisão aos resultados;

## REFERÊNCIAS

- ABNT NBR 12209, ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 12209: Elaboração de projetos hidráulicos-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários, 2011. 53p.
- ANDREOLI, Cleverson. V.; von SPERLING, Marcos.; FERNANDES, Fernando. 'Lodo de Esgotos: Tratamento e Disposição Final'. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG; Companhia de Saneamento do Paraná, 484p. 2001.
- APHA, 2012. Standard Methods For The Examination Of Water And Wastewater, 22. ed.:American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Washington, DC.
- BRAGA, B., HESPANHOL, I., CONEJO, J. G. L., MIERZWA, J. C., BARROS, M. T., SPENCER, M., ... e EIGER, S. Introdução à Engenharia Ambiental: o Desafio do Desenvolvimento Sustentável, 2ª edição. São Paulo: Ed Pearson, 2004. 316 p.
- BRAILE, P. M.; CAVALCANTI, J. E. W. A. Manual de tratamento de águas residuárias industriais. São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental, 1993. 764 p.
- CAO, Y. S.; TEO, K. H.; YUEN, W. A.; LONG, W. Y.; SEAH, B. Performance analysis of anoxic selector in upgrading activated sludge process in tropical climate. *Water Science and Technology*.v. 52, p. 27-37, 2005.
- CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. Resolução nº 430, de 13 de maio de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, do Conselho Nacional do Meio Ambiente.
- DA-RIN, B. Apostila de Técnicas de Tratamento de Esgoto. Rio de Janeiro, 2016.
- DAIMS, H.; NIELSEN, J. L.; NIELSEN, P. H.; SCHLEIFER, K. H.; WAGNER, M.; In situ characterization of nitrospira-like nitrite-oxidizing bacteria active in wastewater treatment plants. *Applied and environmental microbiology*, v. 67, n. 11, p. 5273-5284, 2001.
- DE OLIVEIRA SANTOS, Rafael Carvalho; BARBOSA FILHO, Olavo; GIORDANO, Gandhi. Proposta de um método racional para o dimensionamento de reatores de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas para remoção de carga orgânica. *Engenharia Sanitaria e Ambiental*, v. 11, n. 2, p. 153-161, 2006.
- DIEZ, M. C.; CASTILLO, G.; AGUILAR, L.; VIDAL, G.; MORA, M. L. (2002). Operational factors and nutrient effects on activated sludge treatment of Pinus radiata kraft mill wastewater. *Bioresource Technology*, v. 83, p. 131-138, 2002.

DZ-215.R-4 – DIRETRIZ DE CONTROLE DE CARGA ORGÂNICA BIODEGRADÁVEL EM EFLUENTES LÍQUIDOS DE ORIGEM SANITÁRIA

ECKENFELDER, Wesley, GRAU Petr. Activated sludge: process design and control: Theory and Praticce. 2 ed. Pennsylvania: Water Quality management Library, 1998. E-book.

ECKENFELDER Jr., W. W. Industrial water pollution control. 3.ed. New York: McGraw-Hill, 2000.

ECKENFELDER, William Wesley. Industrial water quality. McGraw-Hill Professional, 2008.

FENU, A.; GUGLIELMI, G.; JIMENEZ, J.; SPÈRANDIO, M.; SAROJ, D.; LESJEAN, B., BREPOLSI, C; THOEYE, C; NOPENS, I.; Activated sludge model (ASM) based modelling of membrane bioreactor (MBR) processes: a critical review with special regard to MBR specificities. Water Research, v. 44, n. 15, p. 4272-4294, 2010.

FERNANDES, J. G. S.; VAN HAANDEL, A. D. R. I. A. N. U. S.; Cavalcanti, P. F. F.; COURA, L. R. Utilização da respirometria no controle operacional de sistemas aeróbios de tratamento de águas residuárias: a experiência da Cetrel. Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, v. 6, n. 3, p. 131-137, 2001.

FERREIRA, Eduardo S. I-121-CINÉTICA QUÍMICA E FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE NITRIFICAÇÃO E DENITRIFICAÇÃO BIOLÓGICA. 2000.

FORD, F. A. Modeling the environment: an introduction to system dynamics models of environmental systems. 2. ed. Washington D.C.: Island Press, 2009. 400 p.

DOLD, P. L. et al. A general model for the activated sludge process. In: Water Pollution Research and Development. 1981. p. 47-77.

GIORDANO, Gandhi, SURERUS,Victor – Estudo de Tratabilidade. Rio de Janeiro: Editora PublIt soluções editoriais, 2015.

GIORDANO, Gandhi – Tratamento e Controle de Efluentes Industriais – Apostila UERJ. Rio de Janeiro, 2014.

JEPPSSON, U. A General Description of the Activated Sludge Model No . 1 ( ASM1). Components, v. 1, n. 1, p. 1–16, 1996.

JORDÃO, Eduardo Pacheco, PESSÔA, Constantino Arruda – Tratamento de esgotos domésticos. 7. ed. Rio de Janeiro: Editora ABES, 2014.

KIM, Dong-Jin; KIM, Sun-Hee. Effect of nitrite concentration on the distribution and competition of nitrite-oxidizing bacteria in nitrataion reactor systems and their kinetic characteristics. Water research, v. 40, n. 5, p. 887-894, 2006.

LI, An-jie; LI, Xiao-yan; YU, Han-qing. Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. *Process biochemistry*, v. 46, n. 12, p. 2269-2276, 2011.

MARAIS, GvR; EKAMA, G. A. The activated sludge process part I-steady state behaviour. *Water SA*, v. 2, n. 4, p. 164-200, 1976.

METCALF & EDDY, Inc. *Wastewaterengineering: treatmentand reuse*. 4.ed. New Delhi: McGraw Hill, 2003.

METCALF & EDDY, *Tratamento de efluentes e recuperação de recursos*. 5.ed. New York: McGraw Hill, 2016.

MONOD, J. The growth of bacterial cultures. *Annual Review of Microbiology*, New York, 1949.

PALM, Jonathan C.; JENKINS, David; PARKER, Denny S. Relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration and sludge settleability in the completely-mixed activated sludge process. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, p. 2484-2506, 1980.

ROQUE, Odir, NASCIMENTO, Valéria - *Ciências Biológicas Aplicadas ao Saneamento Ambiental - Série temática Controle de Efluentes*. Rio de Janeiro: COAMB - Coletânea em Saneamento Ambiental, 2010.

SPERLING, Marcos von. *Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgoto*. 2.ed. Belo Horizonte - Universidade Federal de Minas Gerais: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1996.

SANTOS, Altemar Vilar dos. *Comportamento do RBS sob estado estacionário dinâmico utilizando idade do lodo como parâmetro de controle operacional*. 2005. 206 f.( Tese de doutorado do Programa de Pós-Graduação em Recurso Hídricos e Saneamento Ambiental) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre.

SPERLING, Marcos von. *Princípios do Tratamento Biológico de Águas residuárias – Lodos Ativados*. 2.ed. Minas gerais: Departamento de Engenharia Ambiental e Sanitária – DESA, Universidade Federal de Minas Gerais, 2002.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTER, M.S.M. Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. *Water Science & Technology*, v. 38, n.1, p.1-7. 1998.

VON SPERLING, MARCOS. Dimensionamento de lodos ativados por batelada utilizando os princípios da teoria do fluxo de sólidos. *Engenharia sanitária e ambiental*, v. 6, n. 3, p. 147-156, 2001.

WAGNER, M., LOY, A., NOGUEIRA, R., PURKHOLD, U., LEE, N., & DAIMS, H. (2002). Microbial community composition and function in wastewater treatment plants. *Antonie Van Leeuwenhoek*, v. 81, n. 1-4, p. 665-680, 2002.

WILSON, F. Kinetics and reaction order in rotating biological contactors using TOC. *Water Research*, v. 27, n. 9, p. 1423-1429, 1993.

ZHAO, H. W.; MAVINIC, D. S.; OLDHAM W. K.; KOCH, F. A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two- stage intermittent aeration process treating domestic sewage. *Water Research*. v. 33, n. 4, pp.961 - 970, 1999.



## APÊNDICE A

Nº	Data	Q alimentação m3/d	Entrada (Afluente)			Mistura no Reator		Saída (Efluente)					Volume do T. A. m³	Relação A/M DQO Kg DQO . SSV-1. D-1	Relação A/M DBO Kg DQO . SSV-1. D-1	Eficiência de redução de DQO %	Eficiência de redução de DBO %
			DBO mgO²/l	DQO mgO²/l	pH (a) -	SSTA mg/l	SSVTA mg/l	DBO mg/l	DQO mgO²/l	SST mg/l	pH (e) -	Q efluente tratado m3/d					
1	24/11/2017	7	105,00	189,00	8,00	2.850,00	2.530,00	3,00	23,00	16,00	7,25	5,00	20,42	0,02	0,010	88%	97%
2	06/12/2017	3	104,00	331,00	6,78	3.310,00	2.865,00	12,00	34,00	19,00	6,32	5,00	20,42	0,01	0,005	90%	88%
3	13/12/2017	7	40,00	159,00	6,61	3.415,00	2.970,00	6,00	<15	3,00	6,52	5,00	20,42	0,01	0,005	91%	85%
4	26/01/2018	6	178,00	808,00	7,02	4.135,00	3.520,00	<3	<15	5,00	6,00	5,00	20,42	0,06	0,015	98%	98%
5	01/02/2018	6	64,00	153,00	7,16	4.350,00	3.780,00	<3	18,00	10,00	7,22	6,00	20,42	0,01	0,005	88%	95%
6	07/02/2018	4	127,00	466,00	7,24	4.505,00	3.890,00	3,00	20,00	8,00	7,65	3,00	20,42	0,02	0,006	96%	98%
7	15/03/2018	5	162,00	569,00	6,36	5.355,00	4.550,00	<3	<15	<3	6,92	3,00	20,42	0,03	0,009	97%	98%
8	13/04/2018	7	203,00	784,00	7,19	5.595,00	4.920,00	4,00	44,00	8,00	7,49	1,00	20,42	0,05	0,014	94%	98%

## APÊNDICE B

		Entrada (Afluente)		Mistura do reator	Saída (Efluente)		Relação A/M <sub>DQO</sub>	Eficiência de redução de DQO	Eficiência de redução de DBO	
Nº	Data	Q alimentação	DBO	DQO	SSVTA	DBO	DQO	$\frac{A}{M} = \frac{DQO_0 \times Q}{SSV \times V}$	$E = \frac{(DQO_0 - DQO)}{DQO_0}$	$E = \frac{(DBO_0 - DBO)}{DBO_0}$
		m³/d	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	Kg DQO . SSV <sup>-1</sup> . D <sup>-1</sup>	%	%
1	24/11/2017	7	105,00	189,00	2.530,00	3,00	23,00	0,03	87,83%	97,14%
2	06/12/2017	3	104,00	331,00	2.865,00	12,00	34,00	0,01	89,73%	88,46%
3	13/12/2017	7	40,00	159,00	2.970,00	6,00	<15	0,01	90,57%	85,00%
4	26/01/2018	6	178,00	808,00	3.520,00	<3	<15	0,07	98,14%	91,57%
5	01/02/2018	6	64,00	153,00	3.780,00	<3	18,00	0,01	88,24%	95,31%
6	07/02/2018	4	127,00	466,00	3.890,00	3,00	20,00	0,02	95,71%	97,64%
7	15/03/2018	5	162,00	569,00	4.550,00	<3	<15	0,03	97,36%	98,15%
8	13/04/2018	7	203,00	784,00	4.920,00	4,00	44,00	0,05	94,39%	98,03%

## APÊNDICE C

		Entrada (Afluente)			Mistura no Reator		Saída (Efluente)					Volume do lodo no T. A.	Massa de sólidos real (g)
Nº	Data	Q afluente	DBO	DQO	SSTA	SSVTA	DBO	$\Delta$ DBO	DQO	$\Delta$ DQO	SST	m³	$(SST_f - SST_i) \times V$
		m3/d	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l		
1	24/11/2017	7	105,00	189,00	2850,00	2530,00	3,00	102,00	23,00	166,00	16,00	6,00	-
2	06/12/2017	3	104,00	331,00	3310,00	2865,00	12,00	92,00	34,00	297,00	19,00	6,00	2760,00
3	13/12/2017	7	40,00	159,00	3415,00	2970,00	6,00	34,00	<15	144,00	3,00	6,00	630,00
4	26/01/2018	6	178,00	808,00	4135,00	3520,00	<3	175,00	<15	793,00	5,00	6,00	4320,00
5	01/02/2018	6	64,00	153,00	4350,00	3780,00	<3	61,00	18,00	135,00	10,00	6,00	1290,00
6	07/02/2018	4	127,00	466,00	4505,00	3890,00	3,00	124,00	20,00	446,00	8,00	6,00	930,00
7	15/03/2018	5	162,00	569,00	5355,00	4550,00	<3	159,00	<15	554,00	<3	6,00	5100,00
8	13/04/2018	7	203,00	784,00	5595,00	4920,00	4,00	199,00	44,00	740,00	8,00	6,00	1440,00

## APÊNDICE D

		Entrada (Afluente)			Mistura no Reator		Relação SSV/SST	Saída (Efluente)				Volume de lodo no T. A.	Fração biodegradável da biomassa	Biomassa auto-oxidada por respiração endógena ( $X_b$ )	Produção de lodo metodologia tradicional (por DBO) ( g SSV/dia)	Produção de lodo metodologia tradicional (por DQO) ( g SSV/dia)	Produção de SST metodologia tradicional (por DQO) ( g SST/dia)
Nº	Data	Q a	DBO	DQO	SSTA	SSVTA	SSV/SST	DBO	$\Delta$ DBO	DQO	$\Delta$ DQO	m³	$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c}$	$X_b = f_b \times X_v$	$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V$		$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
		m³/d	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mgSSV/mgSST	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L						
1	24/11/2017	7	105,00	189,00	2850,00	2530,00	0,89	3,00	102,00	23,00	166,00	6,00	0,17	430,18	327,64	654,68	737,48
2	06/12/2017	3	104,00	331,00	3310,00	2865,00	0,87	12,00	92,00	34,00	297,00	6,00	0,17	487,14	-17,73	431,22	498,19
3	13/12/2017	7	40,00	159,00	3415,00	2970,00	0,87	6,00	34,00	<15	144,00	6,00	0,17	504,99	-53,51	508,59	584,80
4	26/01/2018	6	178,00	808,00	4135,00	3520,00	0,85	<3	175,00	<15	793,00	6,00	0,17	598,51	497,17	3204,01	3763,80
5	01/02/2018	6	64,00	153,00	4350,00	3780,00	0,87	<3	61,00	18,00	135,00	6,00	0,17	642,72	-22,04	302,08	347,63
6	07/02/2018	4	127,00	466,00	4505,00	3890,00	0,86	3,00	124,00	20,00	446,00	6,00	0,17	661,42	64,44	1004,68	1163,52
7	15/03/2018	5	162,00	569,00	5355,00	4550,00	0,85	<3	159,00	<15	554,00	6,00	0,17	773,65	232,21	1673,96	1970,12
8	13/04/2018	7	203,00	784,00	5595,00	4920,00	0,88	4,00	199,00	44,00	740,00	6,00	0,17	836,56	640,44	3404,95	3872,09

## APÊNDICE E

Nº	Data	Entrada (Afluente)		Mistura no Reator		Relação SSV/SST	Saída (Efluente)				Volume de lodo no T. A.	Fração biodegradável da biomassa	Biomassa auto-oxidada por respiração endógena (X <sub>b</sub> )	Produção de lodo metodologia tradicional (por DBO) ( g SSV/dia)	Produção de lodo metodologia tradicional (por DQO) ( g SSV/dia)	Produção de SST metodologia tradicional (por DQO) ( g SST/dia)	Produção de lodo REAL ( g SSV/dia)	
		Q a m <sup>3</sup> /d	DBO mg/L	DQO mg/L	SSTA mg/L		SSVTA mg/L	SSV/SST mgSSV/ mgSST	DBO mg/L	Δ DBO mg/L								DQO mg/L
1	24/11/2017	7	105,00	189,00	2850,00	2530,00	0,89	3,00	102,00	23,00	166,00	6,00	$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times K_d \times \theta_c}$	$X_b = f_b \times X_v$	$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SSV}{SSV}$	$M. S. = \text{volume T. A.} \times (SS_f - SS_i)$	
2	06/12/2017	3	104,00	331,00	3310,00	2865,00	0,87	12,00	92,00	34,00	297,00	6,00	0,05	144,88	426,59	838,75	944,84	-
3	13/12/2017	7	40,00	159,00	3415,00	2970,00	0,87	6,00	34,00	<15	144,00	6,00	0,05	150,19	-6,86	558,94	645,75	2760,00
4	26/01/2018	6	178,00	808,00	4135,00	3520,00	0,85	<3	175,00	<15	793,00	6,00	0,05	178,00	-51,38	657,02	755,46	630,00
5	01/02/2018	6	64,00	153,00	4350,00	3780,00	0,87	<3	61,00	18,00	135,00	6,00	0,05	191,15	645,60	4056,96	4765,77	4320,00
6	07/02/2018	4	127,00	466,00	4505,00	3890,00	0,86	3,00	124,00	20,00	446,00	6,00	0,05	196,71	-7,35	401,13	461,62	1290,00
7	15/03/2018	5	162,00	569,00	5355,00	4550,00	0,85	<3	159,00	<15	554,00	6,00	0,05	230,09	102,24	1287,20	1490,70	930,00
8	13/04/2018	7	203,00	784,00	5595,00	4920,00	0,88	4,00	199,00	44,00	740,00	6,00	0,05	248,80	317,24	2134,24	2511,84	5100,00
															833,72	4317,76	4910,14	1440,00

## APÊNDICE F

								ECKENFELDER Y(DBO) = 0,73 K <sub>d</sub> =0,075		
		Mistura no Reator		matéria orgânica removida		Volume de lodo no T. A.	f <sub>b</sub>	Produção de lodo metodologia tradicional (com DBO) (g/m <sup>3</sup> )	Produção de SST metodologia tradicional (com DBO)(g/m <sup>3</sup> )	
Nº	Data	Q a m <sup>3</sup> /d	SSTA mg/L	SSVTA mg/L	Δ DBO mg/L	Δ DQO mg/L	m <sup>3</sup>	$f_b = \frac{f'_b}{1 + (1 - f'_b) \times K_d \times \theta_c}$	$\Delta X_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_b \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	0,79	-378,78	426,69
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	0,79	-817,69	944,70
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	0,79	-882,78	1.015,05
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	0,79	-485,67	570,53
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	0,79	-1077,48	1.239,96
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	0,79	-1021,71	1.183,25
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	0,79	-1038,23	1.221,91
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	0,79	-733,31	833,91

## APÊNDICE G

		HAAS E PEARSON Y(DQO) = 0,35 Kd=0,05							
		Mistura no Reator		Matéria orgânica removido		Volume de lodo no T. A.	Produção de lodo metodologia tradicional (com DQO) (g/m <sup>3</sup> )	Produção de SST metodologia tradicional (com DQO) (g/m <sup>3</sup> )	
Nº	Data	Q m <sup>3</sup> /d	SSTA mg/L	SSVTA mg/L	Δ DBO mg/L	Δ DQO mg/L	m <sup>3</sup>	$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	-352,30	396,86
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	-547,65	632,71
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	-538,20	618,84
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	609,30	715,75
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	-850,50	978,75
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	-542,60	628,38
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	-395,50	465,47
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	337,00	383,23

## APÊNDICE H

							HAAS E PEARSON Y (DBO) = 0,6 Kd=0,05		
			Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volume do T. A.	Produção de lodo metodologia tradicional (com DBO) (g/m³)	Produção de SST metodologia tradicional (com DBO) (g/m³)
Nº	Data	Q a	SSTA	SSVTA	$\Delta$ DBO	$\Delta$ DQO	m³	$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
		m³/d	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L			
2	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	-330,60	293,48
3	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	-693,90	600,61
4	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	-748,20	650,70
5	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	-426,00	362,64
6	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	-914,40	794,58
7	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	-869,40	750,71
8	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	-888,00	754,51
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	-640,20	562,96



## APÊNDICE I

JENKINS E MENAR  
 $Y(DQO) = 0,33$   
 $K_d = 0,001$

Nº	Data	Q a m³/d	Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volume de lodo no T. A. m³	Produção de lodo metodologia tradicional (com DQO) (g/m³)	Produção de SST metodologia tradicional (com DQO) (g/m³)
			SSTA mg/L	SSVTA mg/L	$\Delta DBO$ mg/L	$\Delta DQO$ mg/L		$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	368,28	326,93
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	276,84	239,62
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	314,82	273,80
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	1549,02	1.318,63
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	244,62	212,57
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	565,38	488,20
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	886,80	753,49
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	1679,88	1.477,21

## APÊNDICE J

JENKINS E MENAR  
 $Y (DBO) = 0,53$   
 $K_d = 0,001$

		Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volum e de lodo	Produção de lodo metodologia tradicional (com DBO) (g/m <sup>3</sup> )	Produção de SST metodologia tradicional (com DBO) (g/m <sup>3</sup> )	
Nº	Data	Q a	SSTA	SSVTA	$\Delta DBO$	$\Delta DQO$	m <sup>3</sup>	$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
		m <sup>3</sup> /d	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L			
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	363,24	322,46
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	129,09	111,74
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	108,32	94,21
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	535,38	455,75
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	171,30	148,85
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	239,54	206,84
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	394,05	334,81
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	708,77	623,26

## APÊNDICE K

JENKINS E GARRISON

Y(DQO) = 0,33

Kd=0,04

Nº	Data	Q a m³/d	Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volume de lodo no T. A. m³	Produção de lodo metodologia tradicional (com DQO) (g/m³) $\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	Produção de SST metodologia tradicional (com DQO) (g/m³) $\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
			SSTA mg/L	SSVTA mg/L	$\Delta DBO$ mg/L	$\Delta DQO$ mg/L			
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	-223,74	-198,62
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	-393,57	-340,66
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	-380,16	-330,62
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	725,34	617,46
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	-639,90	-556,05
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	-344,88	-297,80
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	-177,90	-151,16
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	528,60	464,83

## APÊNDICE L

PARKHURST E PEARSON

 $Y(DQO) = 0,31$  $K_d = 0,016$ 

Nº	Data	Q a m³/d	Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volume de lodo no T. A. m³	Produção de lodo metodologia tradicional (com DQO) (g/m³)	Produção de SST metodologia tradicional (com DQO) (g/m³)
			SSTA mg/L	SSVTA mg/L	$\Delta DBO$ mg/L	$\Delta DQO$ mg/L		$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	-223,74	198,62
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	1,17	1,01
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	27,36	23,79
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	1137,06	967,94
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	-111,78	97,13
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	179,60	155,08
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	421,90	358,48
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	1133,48	996,73

## APÊNDICE M

ECKHOFF E JENKINS

Y (DBO) = 0,34

Kd=0,016

		Mistura no Reator		Remoção de matéria orgânica		Volume de lodo no T. A.	Produção de lodo metodologia tradicional (com DBO) (g/m <sup>3</sup> )	Produção de SST metodologia tradicional (com DBO) (g/m <sup>3</sup> )	
Nº	Data	Q a	SSTA	SSVTA	$\Delta$ DBO	$\Delta$ DQO	m <sup>3</sup>	$\Delta MX_v = Y(S_0 - S) \times Q - K_d \times X_v \times V$	$\Delta MX = \Delta MX_v \times \frac{SST}{SSV}$
		m <sup>3</sup> /d	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L			
1	24/11/2017	7	2850,00	2530,00	102,00	166,00	6,00	-0,12	-0,11
2	06/12/2017	3	3310,00	2865,00	92,00	297,00	6,00	-181,20	-156,84
3	13/12/2017	7	3415,00	2970,00	34,00	144,00	6,00	-204,20	-177,59
4	26/01/2018	6	4135,00	3520,00	175,00	793,00	6,00	19,08	16,24
5	01/02/2018	6	4350,00	3780,00	61,00	135,00	6,00	-238,44	-207,20
6	07/02/2018	4	4505,00	3890,00	124,00	446,00	6,00	-204,80	-176,84
7	15/03/2018	5	5355,00	4550,00	159,00	554,00	6,00	-166,50	-141,47
8	13/04/2018	7	5595,00	4920,00	199,00	740,00	6,00	1,30	1,14