UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS

VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM COGERAÇÃO COM BIOGÁS EM DIFERENTES ESCALAS DE SUPRIMENTO DE ENERGIA

RODRIGO ALVES DOS SANTOS PEREIRA

ORIENTADORA: MAGALI CHRISTE CAMMAROTA

RIO DE JANEIRO
2016

VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM COGERAÇÃO COM BIOGÁS EM DIFERENTES ESCALAS DE SUPRIMENTO DE ENERGIA

RODRIGO ALVES DOS SANTOS PEREIRA

Dissertação de Mestrado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Ciências

Orientadora:Magali Christe Cammarota, D.Sc.

RIO DE JANEIRO - RJ

Agosto de 2016

P436v

Pereira, Rodrigo Alves dos Santos
VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM COGERAÇÃO COM BIOGÁS EM DIFERENTES ESCALAS DE SUPRIMENTO DE ENERGIA / Rodrigo Alves dos Santos Pereira. -- Rio de Janeiro, 2016.
194 f.

Orientadora: Magali Christe Cammarota.
Dissertação (mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, 2016.

1. Tratamento de Efluentes. 2. Digestão Anaeróbia. 3. Biogás. 4. Geração de Energia. 5. Viabilidade Econômica. I. Cammarota, Magali Christe, orient. II. Título.

VIABILIDADE TÉCNICA E ECONÔMICA DE ESTAÇÕES DE TRATAMENTO DE ESGOTO COM COGERAÇÃO COM BIOGÁS EM DIFERENTES ESCALAS DE SUPRIMENTO DE ENERGIA

RODRIGO ALVES DOS SANTOS PEREIRA

Dissertação de Mestrado submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Ciências (M. Sc.).

Rio de Janeiro, 31 de agosto de 2016

Profª Magali Christe Cammarota, D.Sc. (Orientadora)

André Lermontov, D.Sc., Grupo Águas do Brasil

Prof. Alexandre Lioi Nascentes, D.Sc., UFRRJ

Profª Selma Gomes Ferreira Leite, D.Sc., UFRJ

"O maior erro que você pode cometer na vida
é o de ficar o tempo todo com
medo de cometer algum". (Elbert Hubbard)

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer, primeiramente, a minha mãe, Maria Elisa, que sempre incentivou que eu estudasse e buscasse conhecimento todos os dias, além do exemplo de mulher que é para mim. Obrigado, mãe.

Ao meu irmão, Bruno, que é o meu parceiro e está sempre ao meu lado quando preciso.

A minha avó, Maria, por todo o carinho que tem por mim e por me abrigar nos momentos difíceis.

A Lenira Pelloso Leite, que atura todas as minhas reclamações e me apoia nos momentos difíceis. Por toda sua dedicação e carinho comigo, e por ter me incentivado a ir até o fim todas as vezes que pensei em desistir. Obrigado por aceitar compartilhar seus dias comigo.

Ao André Lermontov, principal incentivador para que eu realizasse o curso de mestrado. Apesar de ter começado como meu chefe, hoje é um grande amigo com quem posso dividir minhas preocupações e rir nos momentos de alegria.

A Magali, por mesmo eu tendo todos os problemas para executar as tarefas desse trabalho, acreditou em mim e não desistiu. Obrigado, Magali, por ter me ajudado a ir até o fim.

Aos meus amigos, Fernando, Fernanda, Mario e Vinicius, que sempre se preocupam comigo estiveram ao meu lado nessa e em outras jornadas. Os melhores amigos que eu poderia ter conhecido nessa vida.

Ao Grupo Águas do Brasil, por me permitir realizar esse curso de mestrado e por todo auxilio que me oferece para o crescimento pessoal e profissional. Obrigado a todos os colegas que estiveram comigo no dia-a-dia e me mostraram diferentes jeitos de ver as coisas.

Pereira, Rodrigo Alves dos Santos. Viabilidade técnica e econômica de Estações de Tratamento de Esgoto com cogeração com biogás em diferentes escalas de suprimento de energia. Dissertação (Mestrado em Ciências) -Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

RESUMO

O setor de saneamento é um dos mais carentes no Brasil, principalmente no que diz respeito ao tratamento de esgotos, pois apenas 39% dos brasileiros possuem acesso a este serviço. Além disso, os sistemas de saneamento são extremamente dependentes do setor energético, que por sua vez é fortemente alicerçado nos recursos hídricos. O que, nos períodos de escassez de água, leva a instabilidades nos sistemas e dificuldades na continuidade dos serviços. Dessa forma, com a finalidade de produzir energia, este estudo propôs avaliar o aproveitamento de gás metano produzido em dois diferentes modelos de estação de tratamento de esgoto para populações variando entre 50.000 e 500.000 habitantes. Os modelos adotados foram um sistema com reator anaeróbio do tipo UASB (*upflow anaerobic sludge blanket*) seguido de Lodo Ativado, e o outro um Lodo Ativado com Digestão Anaeróbia do lodo. Para realizar o trabalho, foram dimensionados os sistemas de tratamento, os custos de implantação dos projetos, os custos de operação dos sistemas e a projeção de receita com o serviço de tratamento de esgoto. Também foi realizada uma análise econômica utilizando os métodos de valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e *payback*. Os sistemas foram comparados entre si e com a opção de não realizar a geração de energia. Todos os sistemas apresentaram TIR superior à taxa mínima de atratividade de 14,75% a.a, mostrando a viabilidade dos projetos. No entanto, para os sistemas de 50.000 habitantes sem geração de energia o VPL foi superior em R$ 264.237,14 e R$ 843.648,45 para os sistemas com reator UASB seguido de Lodo Ativado e Lodo Ativado com Digestão de Anaeróbia de lodo, respectivamente, o que mostrou a inviabilidade nessa escala.Já para as escalas superiores a 100.000 habitantes, os sistemas com geração de energia apresentaram VPL superior em pelo menos R$ 696.615,50 aos sistemas sem geração, apontando a viabilidade nessa escala.De forma geral, o estudo indicou que os sistemas com Digestão Anaeróbia de lodo para geração de energia são mais indicados em escalas populacionais superiores a 200.000 habitantes, enquanto que os sistemas com reatores UASB são mais indicados para a escala de 100.000 habitantes.

Palavras-chave: Reator UASB, Digestão Anaeróbia, Produção de energia.

Pereira, Rodrigo Alves dos Santos. Technical and economic feasibility of sewage treatment plants with cogeneration biogas in different power supply ranges. Dissertation (Master of Science) - School of Chemistry, Federal University of Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.

ABSTRACT

The sanitation sector is one of the most needy in the Brazil, especially with regard to sewage treatment, because only 39% of Brazilians have access to this service. In addition, sanitation systems are highly dependent on the energy sector, which is strongly based in water, and in case of water scarcity period instabilities can threaten the continuity of both services. Thus, this study aimed to evaluate the use of gas methane produced in two different models of sewage treatment plant with populations ranging between 50,000 and 500,000 inhabitants in order to produce energy. The models used were a system with anaerobic UASB(upflow anaerobic sludge blanket) reactor followed by activated sludge and the other an activated sludge with anaerobic digestion of the sludge. To carry out the work, the treatment systems were designed, the costs for project implementation, the costs for the operation of systems, revenue projection to the sewage treatment service were calculated and was carried out an economic analysis using the methods of net present value (NPV), internal rate of return (IRR) and payback. The systems were compared with each other and with the option of not performing power generation, all of which showed IRR above hurdle rate of 14.75% p.y., showing the viability of projects. However, for the 50,000 residents without power generation systems the NPV was higher than R$ 264,237.14 and R$ 843,648.45 for projects with UASB reactors and sludge anaerobic digestion, respectively, which showed they are not feasible at this scale. For the scales of more than 100,000 inhabitants, the power generation projects have at least R$ 696,615.50 higher NPV compared to no generation projects, pointing the viability of this scale. Overall, the study indicated that the projects with sludge anaerobic digestion for power generation are most suitable scales in population greater than 200,000, while projects with UASB reactors are more for the 100,000 range.

Keywords: UASB reactor, anaerobic digestion, energy production.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS 1
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 4
2.1. A GERAÇÃO DE ESGOTO NO BRASIL 4
2.2. PROCESSOS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO 5
2.2.1. BREVE HISTÓRICO DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES 5
2.2.2. APLICAÇÃO DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES NO BRASIL 7
2.3. DIGESTÃO ANAERÓBIA 8
2.3.1. HIDRÓLISE 10
2.3.2. ACIDOGÊNESE 11
2.3.3. ACETOGÊNESE 11
2.3.4. METANOGÊNESE 12
2.4. PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS 13
2.4.1. REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE 14
2.4.2. DIGESTOR ANAERÓBIO DE LODO 20
2.5. MÉTODOS DE APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DO BIOGÁS 28
2.5.1. MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA 29
2.5.2. TURBINAS A GÁS 30
2.5.3. MICROTURBINAS A GÁS 32
3. METODOLOGIA 34
3.1. LEVANTAMENTO DOS DADOS DE POPULAÇÃO E PRODUÇÃO DE ESGOTO 35
3.2. DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES 36

3.2.1. DECANTADOR PRIMÁRIO 37
3.2.2. REATOR AERÓBIO – LODOS ATIVADOS 39
3.2.3. REATOR UASB 43
3.2.4. DECANTADOR SECUNDÁRIO 45
3.2.5. DIGESTORES DE LODO ANAERÓBIOS 46
3.3. LEVANTAMENTO DE CUSTOS 49
3.3.1. LEVANTAMENTO DE CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO 50
3.3.2. LEVANTAMENTO DE CUSTOS OPERAÇÃO 53
3.4. METODOLOGIA DE ANÁLISE ECÔNOMICA 54
3.4.1. FLUXO DE CAIXA 55
3.4.2. VALOR PRESENTE LÍQUIDO – VPL 55
3.4.3. TAXA INTERNA DE RETORNO – TIR 56
3.4.4. PAYBACK 58
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO 60
4.1. LEVANTAMENTO DE DADOS DE POPULAÇÃO E PRODUÇÃO DE ESGOTO 60
4.2. DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES 63
4.3. LEVANTAMENTO DOS CUSTOS 66
4.3.1. CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO 66
4.3.2. CUSTOS OPERACIONAIS 69
4.4. RESULTADOS DA ANÁLISE ECONÔMICA 72
5. CONSIDERAÇÕES FINAIS 77
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 80
7. ANEXO I 88
8. ANEXOII 178

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Fluxograma do aproveitamento dos subprodutos do tratamento de esgoto.....2
Figura 2.1 -Representação das fases da Digestão Anaeróbia. 9
Figura 2.2 - Esquema típico de um Reator UASB 16
Figura 2.3 - Percentuais do consumo de DQO em reatores UASB.....20
Figura 2.4 - Vista aérea da ETE Ribeirão Preto 22
Figura 2.5 -Representação esquemática de um digestor anaeróbio de baixa carga.24
Figura 2.6- Representação de um digestor anaeróbio de um estágio e alta carga ...25
Figura 2.7-Representação esquemática de um digestor de dois estágios e alta carga 26
Figura 2.8 - Balanço de Massa e Energia em digestor anaeróbio.....27
Figura 2.9 - Purificação do Biogás e seus usos 29
Figura 2.10 - Motor de Combustão Interna a Gás 30
Figura 2.11 - Exemplo de uma Turbina a Gás e seus componentes.....31
Figura 2.12 - Exemplo de Microturbina a Gás e seus componentes internos 33
Figura 3.1 - Fluxograma do Processo – Lodos Ativados + Digestores Anaeróbios...37
Figura 3.2 - Fluxograma do Processo – Reator UASB + Polimento Aeróbio.....37
Figura 3.3 - Ferramenta de orçamento baseada em sistema unitário de custos.....50
Figura 3.4 – Representação Esquemática de Fluxo de Caixa.....55
Figura 4.1 - Quantidade de ETE por tipo de Tratamento.....62
Figura 4.2 - Quantidade de estações por tipo e porte 63
Figura 4.3 – Projeção de Custo dos Motores de Combustão Interna (R$/kWh).....68
Figura 4.4 – VPL dos projetos de ETE 73
Figura 4.5 – Comparativo entre VPL dos projetos com e sem Geração de Energia – UASB.....74
Figura 4.6 - Comparativo entre o VPL dos projetos com e sem Geração de Energia – Digestão Anaeróbia.....74
Figura 4.7 – Taxa Interna de Retorno dos projetos de ETE com Geração de Energia 75
Figura 4.8 – Taxa Interna de Retorno dos projetos de ETE sem Geração de Energia 76

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Coleta e Tratamento de esgotos no Brasil 4
Tabela 2.2 - Composição Química do Biogás Gerado no Tratamento de Efluentes Domésticos.....14
Tabela 2.3 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios de tratamento .16
Tabela 2.4 - Comparação entre o lodo bruto e o lodo digerido anaerobiamente.....21
Tabela 3.1 - Consumo de água pela faixa de população 35
Tabela 3.2 - Tipos de Sistema de Lodos Ativados e seus parâmetros.....39
Tabela 3.3 - Idade do lodo para nitrificação 39
Tabela 3.4 - Retenção de Sólidos recomendada em função da Temperatura de Operação.....47
Tabela 3.5 - Divisão típica dos itens de investimento como proporção do custo total52
Tabela 4.1 - Municípios analisados na base de dados do SNIS 60
Tabela 4.2 - Relação entre o consumo de água e a produção de esgoto 61
Tabela 4.3 - Tarifas referentes ao esgoto em diversas concessionárias.....62
Tabela 4.4 - Resumo dos Dimensionais dos Processos Estudados 65
Tabela 4.5 - Produção de lodo e requisitos de Aeração.....65
Tabela 4.6 - Estimativa de Custo de Implantação.....66
Tabela 4.7 - Produção de Biogás e Capacidade de Produção de Energia 67
Tabela 4.8 - Custo da Linha de Gás para o sistema com reator UASB 69
Tabela 4.9 -Custo da Linha de Gás para o sistema com Digestão Anaeróbia de Lodo69
Tabela 4.10 - Custos Operacionais do Sistema de Lodo Ativado com Digestão Anaeróbia de Lodo 71
Tabela 4.11 - Custos Operacionais do Sistema de reator UASB seguido de Lodo Ativado 71
Tabela 4.12 - Resumo das Receitas e Custos evitados com a Geração de Energia 72
Tabela 4.13 - Tempo de Retorno do Investimento (*Payback*) 76

1. INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

Um país em desenvolvimento possui diversos desafios para manter a infraestrutura necessária para continuar crescendo, passando desde o suprimento de energia até as dinâmicas obras de saneamento básico. O Brasil possui cerca de 204 milhões de habitantes (BRASIL, 2014) espalhados em um território extenso, o que torna ainda mais complexa a elaboração de planos integrados para prover toda a infraestrutura básica.

A falta de saneamento básico, principalmente de tratamento de esgotos, é uma questão ainda mais séria do que o suprimento de energia. Enquanto 97,8% dos brasileiros possuem luz em suas residências, apenas 39% de todos os esgotos gerados possuem algum tipo de tratamento (BRASIL, 2014). Estes números indicam o grande avanço do setor elétrico, mas mostram também a precariedade dos serviços de saneamento no Brasil.

Ainda assim, não é simples separar a questão energética da situação do saneamento básico, pois a matriz energética brasileira é fortemente alicerçada no uso dos recursos hídricos, ou seja, só temos energia quando temos água, que é a mesma que utilizamos para abastecer nossas cidades.

Em um cenário de escassez de chuvas é difícil prever a extensão das perdas, pois são afetados diversos setores da economia. Não somente pelos incrementos nas tarifas de energia, mas pela dificuldade em continuar a atividade produtiva sem água disponível. Mais além, a crise hídrica nos leva a vislumbrar novas oportunidades, desenvolver novos processos e quebrar paradigmas, para adaptação ao período conturbado.

Com a oportunidade de adoção de novos conceitos, é chance de repensar o atual ciclo do saneamento, onde o tratamento de esgotos uma necessidade em razão do uso água disponível no meio ambiente. Na realidade, os efluentes domésticos são uma fonte bastante diversificada de recursos, podendo ser reutilizada a água do seu tratamento e até extraída energia durante o processo. Ainda podemos ressaltar que a produção de esgotos é uma constante, o que faz deles uma fonte de recursos estável e desperdiçada diariamente.

Muitas vezes por desconhecimento ou por fatores culturais deixa-se de aproveitar o real potencial desses efluentes. O tratamento de esgotos domésticos gera uma extensa gama de subprodutos que podem ser aproveitados de maneiras distintas, caso seja aplicada a tecnologia adequada.

A Figura 1.1 mostra as possíveis rotas para reutilizar ou dar novos fins para os subprodutos do esgotamento sanitário.Lembrando que ainda existe a possibilidade de extração de outros componentes dos efluentes, como o fósforo, que é um importante nutriente.

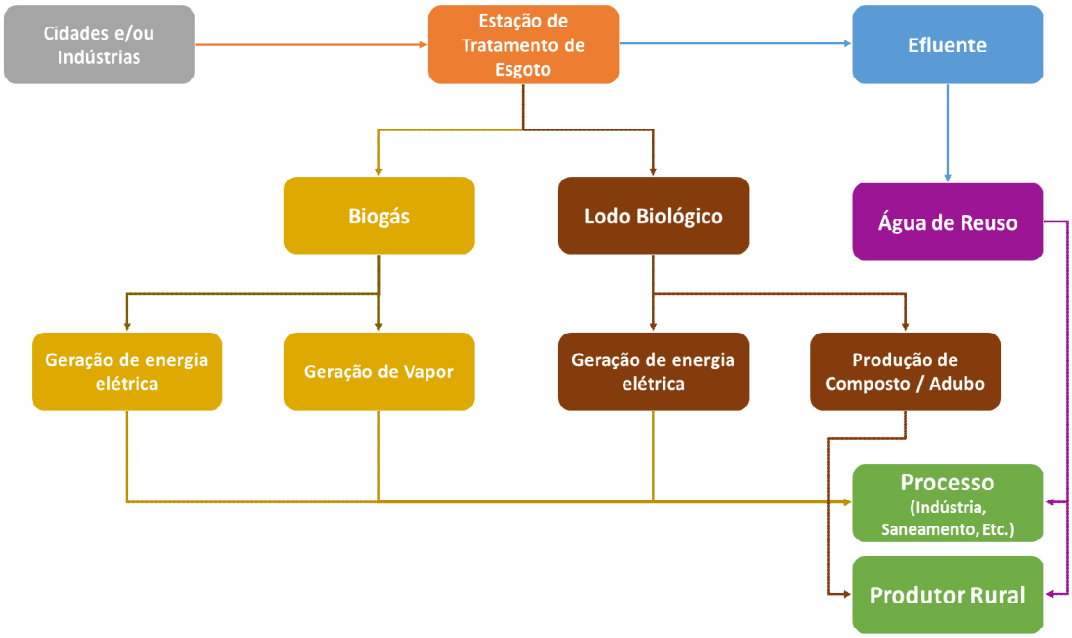


Figura 1.1 - Fluxograma do aproveitamento dos subprodutos do tratamento de esgoto.
Fonte: Adaptado de FRANÇA JUNIOR (2008)

A produção de energia em Estações de Tratamento de Esgoto, que aparece em dois dos blocos do diagrama da Figura 1.1, tem sido largamente estudada por pesquisadores ao redor do mundo inteiro, com a expectativa de tornar as unidades mais eficientes do ponto de vista energético.

Nessa linha, espera-se minimizar a dependência das empresas de saneamento do setor energético, seja em função do suprimento, ou da variação nas tarifas das companhias distribuidoras, passando a ser uma meta a eficiência energética de suas unidades.

Sabendo disso, o objetivo principal deste trabalho é avaliar a viabilidade técnica e econômicade Estações de Tratamento de Esgotopor meio da cogeração com biogás, em diferentes escalas do suprimento de energia, para determinação do modelo ideal de aplicação nas unidades.

Para atender ao objetivo principal pretende-se realizar as seguintes etapas:

- Elaborar um levantamento da produção de esgoto em municípios brasileiros com população entre 50 mil e 550 mil habitantes, das tecnologias de tratamento empregadas nas Estações de Tratamento de Esgoto (ETE) e custo das tarifas cobradas pelas concessionárias;

- Dimensionar os reatores e equipamentos necessários e custos de investimento para duas estratégias de tratamento selecionadas na etapa anterior em diferentes escalas de geração de esgoto;

- Realizar uma comparação de custos operacionais para as duas estratégias de tratamento selecionadas em diferentes escalas de geração de esgoto;

-Conduzir um estudo de viabilidade técnica e econômica para as duas estratégias de tratamento selecionadas em diferentes escalas de tratamento de esgoto.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. A GERAÇÃO DE ESGOTO NO BRASIL

O saneamento básico no Brasil tem apresentado uma crescente evolução nas últimas décadas. Atualmente, é possível notar o aumento da cobertura de distribuição de água assim como na coleta de esgotos em diversas regiões do país, conforme registra o Sistema Nacional de Informações emSaneamento (SNIS) no ano base de 2013. Atualmente, 48,6% de todo o esgoto sanitário gerado é coletado e 39,0% deste efluente é tratado (BRASIL, 2014), o que deixa uma ampla margem para melhorias no sistema de coleta e tratamento. A Tabela 2.1mostra a distribuição da coleta e tratamento por região no Brasil.

Tabela 2.1 - Coleta e Tratamento de esgotos no Brasil

Região	Coleta de esgotos (%)	Tratamento de Esgotos (%)
Norte	6,5	14,7
Nordeste	22,1	28,8
Sudeste	77,3	43,9
Sul	38,0	35,1
Centro-Oeste	42,2	45,9
Brasil	**48,6**	**39,0**

Fonte: BRASIL, 2014

No entanto, com o avançado crescimento populacional o setor passa por um desafio de ampliação rápida para continuar a atender a demanda.

Esse desafio se aplica principalmente aos sistemas de tratamento de esgoto, visto que são indesejáveis próximos a habitações, o que dificulta a implantação de novas estações e a ampliação das existentes. Além disso, as unidades precisam lidar com os rejeitos do tratamento, que muitas vezes são caracterizados como passivo ambiental.

2.2. PROCESSOS ANAERÓBIOS DE TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO

A tecnologia anaeróbiade tratamento de esgotos se apresenta consolidada no Brasil, com centenas de unidades implantadas em sistemas de saneamento básico e um amplo número de unidades no setor industrial. Por apresentar um custo operacional reduzido frente às tecnologias aeróbias e prover uma eficiência de tratamento que chega até 70% de remoção da matéria orgânica, o processo anaeróbio tem sido bastante estudado desde 1950 (McCARTY, 1982).

Para compreender melhor a aplicação de reatores em processos anaeróbios é importante entender a finalidade para a qual foram criados e os processos bioquímicos que regem o seu funcionamento e estabilidade.

2.2.1. BREVE HISTÓRICO DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES

Entre os anos de 1950 e 1980, diversas configurações de reatores anaeróbios foram desenvolvidas para o tratamento de águas residuárias industriais (McCARTY, 1982), podendo ser destacados os seguintes modelos:

(i) O filtro anaeróbio (AF – *AnaerobicFilter*), de escoamento ascendente e contendo material suporte para a adesão da biomassa (YOUNG &McCARTY, 1969);

(ii) O reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado (AAFEB – *AnaerobicAttachedFilmExpandedBed*e FB – *FixedFilmFluidizedBed*), de escoamento ascendente e leito expandido/fluidificado contendo suporte para adesão da biomassa (SWITZENBAUN & JEWELL, 1980);

(iii) O reator de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), contendo um dispositivo interno para a separação das fases gás-líquido-sólido que mantém a biomassa dentro da zona reacional (LETTINGA et al., 1980).

Na década de 1990, a partir da concepção do reator UASB e baseados nos resultados deLettingaet al. (1980), os estudos da época foram direcionados a

consolidar a tecnologia de tratamento anaeróbia para os efluentes domésticos e industriais.

Os avanços da aplicação do reator UASB para o tratamento de efluentes industriais e esgotos sanitários, aliados às pesquisas intensivas sobre o sistema, resultaram em consolidação da tecnologia para aplicação em vários tipos de indústria e diversas condições ambientais. No entanto, os estudos científicos e tecnológicos desenvolvidos também foram de extrema importância para ressaltar os pontos negativos da tecnologia e as condições adversas para sua aplicação prática, como a complexidade do fenômeno de granulação do lodo e as baixas velocidades ascensionais aplicadas ao leito (ARAÚJO, 2014).

Neste direcionamento, o mesmo grupo propôs a concepção do reator EGSB – *ExpandedGranular SludgeBed*(van der LAST & LETTINGA, 1992; KATO,1994), o qual permite a aplicação de altas velocidades ascensionais em sistema contendo biomassa auto-imobilizada ou aderida a algum suporte inerte (ZAIAT, 2003). Aindana década de 1990, foi desenvolvido o reator IC – *InternalCirculation*, também uma variante do reator UASB, contendo dispositivos internos para a separação das fases gás-líquido-sólido em dois estágios. Este reator permite a aplicação de altas cargas orgânicas volumétricas, além da aplicação de altas velocidades ascensionais em sistema contendo biomassa auto-imobilizada ou aderida a algum suporte inerte (ARAÚJO,2014).

A digestão anaeróbia, base dos processos descritos anteriormente, aplicou-se de maneira adequada para águas residuárias com altas concentrações de substrato e somente em condições mesofílicas, onde os melhores rendimentos são observados acima de 20-25ºC (KALOGO & VERSTRAETE, 2000), lembrando que os modelos de tratamento anaeróbio foram desenvolvidos visando o tratamento de efluentes industriais.

Os estudos para a aplicação de reatores anaeróbios de alta taxa no tratamento de águas residuárias com baixas concentrações de substrato, como os esgotos sanitários, iniciaram com Lettinga e colaboradores (LETTINGA et al., 1983; de MAN et al., 1986; LETTINGA et al., 1987; de MAN et al., 1988) ao final da década de 1970, mostrando-se promissores, mesmo que o sucesso de sua aplicação e operação em larga escala ainda esteja limitada a regiões tropicais e subtropicais

(sem necessidade de aquecimento), onde geralmente a temperatura do esgoto sanitário é superior a 20ºC (van HAANDEL & LETTINGA, 1994; LETTINGA, 2001).

Chernicharo (2007), em relação aos processos aeróbios convencionais, afirma que são diversas as características favoráveis que proporcionam aos sistemas anaeróbios de alta taxa um grande potencial para sua aplicação no tratamento de esgotos sanitários. Além de sua simplicidade, do baixo custo tecnológico, também possuem algumas vantagens relacionadas a operação e manutenção.

Sob o prisma da sustentabilidade, Lettinga et al. (1997) enfatiza a necessidade de implementação de sistemas de proteção ambiental integrados que conciliem o tratamento de esgotos sanitários, sua recuperação e reuso como coproduto. A abordagem tem um apelo especial nos países em desenvolvimento, que apresentam sérios problemas ambientais, falta de recursos e de energia.

2.2.2. APLICAÇÃO DOS PROCESSOS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES NO BRASIL

Segundo levantamento do IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – em 2008, nos 5.564 municípios brasileiros existem 1.513 unidades de tratamento de esgoto, dos mais variados tipos, desde lagoas a processos de lodos ativados. Sendo possível afirmar que ainda existe um longo caminho até a universalização do saneamento no Brasil.

Das unidades descritas no estudo, 619 possuem processos estritamente anaeróbios, que são conhecidos por prover uma eficiência satisfatória de tratamento por um custo operacional muito baixo. Mais que isso, eles produzem o biogás, um subproduto versátil e que pode ser utilizado para geração de energia elétrica e/ou calor para o processo.

O número expressivo de unidades anaeróbias no Brasil, que representava cerca de 41% das unidades de tratamento de esgoto, devem seu sucesso, principalmente, ao fator temperatura encontrado nas regiões de clima quente. A degradação pela via anaeróbia é favorecida em regiões onde a temperatura se encontra acima dos 18ºC, conforme mencionado por van Handeel&Lettinga (1994).

É possível e provável que o número de unidades anaeróbias tenha aumentado desde o último levantamento realizado pelo IBGE, pois essa tecnologia tem como motivação a remoção considerável de material orgânico, podendo chegar a até 70% (CAMPOSet al., 1999), sem o dispêndio de energia ou adição de substâncias químicas auxiliares.

A baixa energia requerida para realizar o tratamento de esgotos pela via anaeróbia é um fator bastante atrativo para a maior parte das empresas de saneamento durante a escolha de tecnologia para condicionar os efluentes domésticos ao lançamento. Lembrando que mesmo com a ampla cobertura do serviço de distribuição de energia, que chega às casas de 97% dos brasileiros (BRASIL, 2014), nem sempre existe a capacidade de atender aos setores industriais, seja pela sua localização ou por não ser capaz de suprir a demanda.

No entanto, a aplicação somente de sistemas anaeróbios pode não ser capaz de atingir os padrões exigidos pela legislação ambiental brasileira no que tange o lançamento de efluentes de sistemas de esgotamento em corpos hídricos. Para tanto, é usual observar a combinação de processos anaeróbios com processos aeróbios para polimento final e adequação.

A combinação dos processos anaeróbios e aeróbios apresenta resultados operacionais e ambientais satisfatórios e podem ser citadas diferentes referências de unidades no Brasil, como a ETE Itaipu (Niterói - RJ), ETE Palatinato (Petrópolis-RJ) e ETE Onça (Belo Horizonte-MG). Como ainda existe um amplo horizonte para universalização do saneamento no país, pode se esperar que o uso de reatores anaeróbios aumente junto com a expansão do setor.

2.3. DIGESTÃO ANAERÓBIA

A digestão anaeróbia está ganhando mais atenção nos dias de hoje, tanto como uma solução para as questões ambientais quanto como um recurso de geração energética. De Baere (2000) já relatava, há 15 anos, que a digestão anaeróbia cuidava de cerca de 25% do tratamento biológico de resíduos na Europa, com 244 plantas e uma capacidade de tratamento de quase 8 milhões de toneladas de produtos orgânicos. Dez anos depois, somente no Reino Unido existiam 147 plantas

tratando cerca de 18,3 milhões de toneladas de lodo de esgoto e mais outras 66 tratando resíduos da agricultura e alimentos, totalizando uma capacidade de geração de energia de 151 MW (HOUSES OF PARLIAMENT, 2011).

Este processo pode ser considerado como um ecossistema emque diversos grupos de microrganismos (pertencentes aos domínios *Bacteria*e *Archaea*) trabalham interativamente na conversão da matériaorgânica complexa em metano, dióxido de carbono, água, gás sulfídrico e amônia, recuperando, assim, a energia para o próprio crescimento, ou seja, formando o lodo anaeróbio (BRASIL, 2015).

A digestão anaeróbia é frequentemente considerada como um processo complexo e baseia-seem um processo de redução, consistindo em uma série de reações bioquímicas que ocorrem sob condições de ausência de oxigênio (ASLANZADEH, 2014). A formação de metano na digestão anaeróbia envolve quatro etapas diferentes: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, que estão representados na Figura 2.1com seus respectivos substratos e produtos.

Em uma forma mais simples de observar o processo, é possível dividi-lo em dois estágios, sendo o primeiro o realizado por um grupo de bactérias facultativas e anaeróbias que convertem (por hidrólise e fermentação) os compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em compostos orgânicos simples (ácidos orgânicos, dióxido de carbono e gás hidrogênio).

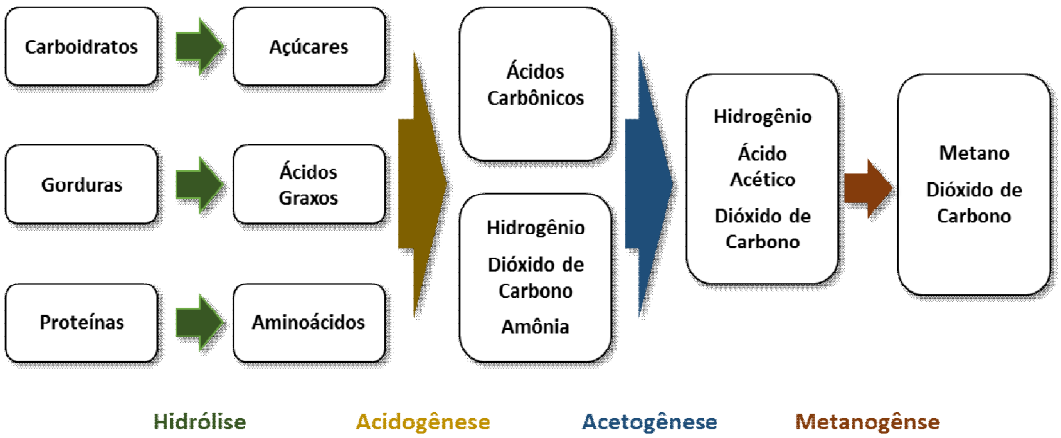


Figura 2.1 -Representação das fases da Digestão Anaeróbia.
Fonte: Adaptado de AL SEADI et al. (2008)

Já no segundo estágio, os ácidos orgânicos e o hidrogênio são convertidos emmetano e dióxido de carbono. Esta conversão, chamada metanogênese, ocorre por meiode um grupo especial de microrganismos procariontes(WOESE& FOX, 1977). As *Archaeas*metanogênicasacetoclásticas convertem o acetato (CH_3COO^-) a metano e as *Archaeas*metanogênicas hidrogenotróficas produzem o metano a partir dodióxido de carbono e do hidrogênio.

As bactérias acetogênicase *Archaeas*apresentam uma relação de sintrofismo na digestão anaeróbia, pois enquanto a primeira fornece substrato para o outro grupo, a segunda é responsável por manter a acidez do meio controlada. Além disso, osmicrorganismos que efetuam as reações de degradação em cada uma destas fases variam amplamente em relação à fisiologia, necessidades nutricionais, a cinética do crescimento, e sensibilidade ao ambiente. O que leva a uma dificuldade constante de manter o equilíbrio delicado entre os dois grupos: o formador de ácidos e os microrganismos que produzem metano, que levaminstabilidade ao reator e, consequentemente, baixa produção de metano (DEMIREL et al., 2002).

2.3.1. HIDRÓLISE

Este é o primeiro passo no processo de digestão anaeróbia, que envolve a transformação mediada por exoenzimas produzidas por microrganismos, de materiais insolúveis e compostos orgânicos de massa molecular elevada (lipídios, proteínas, polissacarídeos, ácidos nucleicos, gorduras, etc.)para materiais orgânicos solúveis, ou seja, compostos adequados para se utilizar como fonte de carbono e energia celular (ADEKUNLE & OKOLIE, 2015).

O processo requer a interferência das chamadas exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas são degradadas para formar aminoácidos. Os carboidratos se transformam em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa e glicerol. Em muitos casos, na prática, a velocidade de hidrólise pode ser a etapa limitativa para todo o processo da digestão anaeróbia, isto é, a velocidade da conversão do material orgânico complexo para biogás é limitada pela velocidade da hidrólise (CAMPOS et al., 1999).

2.3.2. ACIDOGÊNESE

As bactérias fermentativas ocorrem em ambiente natural em grandequantidade e são as primeiras a atuar na etapa sequencial da degradaçãodo substrato e, consequentemente, podem se beneficiar energeticamentemais que os microrganismos nas etapas seguintes. O processo da acidificaçãopode começar já na rede coletora ou quando o lodo com alto teor dematerial orgânico permanece certo tempo em condições anaeróbias. Comotodos os processos biológicos, o processo deacidificação é acelerado em temperaturas elevadas (BRASIL, 2015).

Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise, são absorvidos pelas bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretadas substâncias orgânicas simples. A fermentação acidogênica é realizada por um grupo diversificado de bactérias, das quais a maioria é anaeróbia obrigatória. Entretanto, algumas espécies são facultativas e capazes de metabolizar material orgânico por via oxidativa. Isso é importante nos sistemas de tratamento anaeróbio de esgoto, porque o oxigênio dissolvido, eventualmente presente, poderia se tornar uma substância tóxica para as *Archaeas*metanogênicas, caso não fosse removido pelas bactérias acidogênicas facultativas (CAMPOS et al., 1999).

2.3.3. ACETOGÊNESE

A acetogênese é a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para produção de metano: acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Aproximadamente 70% da DQO digerida é convertida em ácido acético, enquanto o restante da DQO é concentrado no hidrogênio formado (CAMPOS et al., 1999).

Essa fase depende da atividade de dois grupos de bactérias acetogênicas: osprodutores de hidrogênio, que convertem os compostos orgânicos anteriormentegerados em acetato, liberando hidrogênio (H_2) e dióxido de carbono(CO_2); e os consumidores de hidrogênio que produzem oacetato a partir de H_2 e CO_2 (BRASIL, 2015).

Segundo Chernicharo (2007), a coexistência de bactérias produtoras e consumidoras de hidrogênio exige a manutenção de baixas concentrações de

hidrogênio e, além disso, sua produção poderá ser inibida pelo acúmulo do produto acetato.

Pela estequiometria, dependendo do estado de oxidação do material orgânico a ser digerido, a formação de ácido acético pode ser acompanhada pelo surgimento de dióxido de carbono ou hidrogênio. Entretanto, o dióxido de carbono também é gerado na própria metanogênese. Na presença de dióxido de carbono e hidrogênio, um terceiro processo da acetogênese pode se desenvolver: a homoacetogênese, ou seja, a redução de dióxido de carbono para ácido acético pelo hidrogênio. Entretanto, nos reatores anaeróbios essa rota metabólica é pouco provável de acontecer, pois as bactérias homoacetogênicasapresentam maior atividade que as *Archaeas*metanogênicas utilizadoras de hidrogênio (ZINDER, 1992).

Vale ressaltar que as bactérias acetogênicas, quando comparadas aoutras espécies presentes na população microbiana, têm uma taxa de crescimento muito baixa e pouco rendimento celular.Segundo Bischofsbergeret al. (2005), bactérias acetogênicassão tão sensíveis que sua recuperação emcondições mesofílicas pode demorar mais de 5 dias em digestores anaeróbios de lodo.

2.3.4. METANOGÊNESE

O metano é produzido pelas *Archaeas*acetotróficas, a partir da redução de ácido acético, ou pelas *Archaeas* hidrogenotróficas, a partir da redução de dióxido de carbono (CAMPOS et al., 1999).

As *Archaeas* que produzem metano a partir de hidrogênio crescem mais rapidamente que aquelas que usam ácido acético, de modo que as metanogênicasacetotróficas geralmente limitam a velocidade de transformação de material orgânico complexo (CAMPOS et al., 1999).

Existe uma relação quase simbiótica entre os microrganismos acetogênicos e metanogênicosque exige manter, constantemente, a proximidade entre eles. Devidoàs características de seus substratos, as *Archaeas*metanogênicas têm crescimentolimitado e ainda são extremamente sensíveis, pois não toleram a presença de oxigênio e necessitam de um pH neutro ou ligeiramente alcalino, sendo facilmenteinibidas, por exemplo, pela presença de sulfeto, ácidos orgânicos ou desinfetantes (BRASIL, 2015).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver substâncias que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo, como o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como aceptor final de elétrons, sendo reduzido para nitrogênio molecular em processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfeto. O último processo é mais importante na prática, pois o teor de nitrato normalmente encontrado nos esgotos sanitários é baixo, mas o sulfato pode estar presente em concentrações elevadas, quer por sua presença natural na água, quer devido a processos industriais que usam formas de sulfato (por exemplo, ácido sulfúrico em destilarias de álcool) (CAMPOS et al., 1999).

A redução biológica de sulfato em digestores anaeróbios é mais eficiente na remoção de DQO do que a metanogênese (CHERNICHARO,2007), o que resulta na redução do rendimento de metano, o produto com valor energético. Além disso, o gás sulfídrico, produto da sulfetogênese, causaproblemas de corrosão, maus odores e toxicidade no ambiente dos reatores (BRASIL, 2015).

2.4. PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO TRATAMENTO DE EFLUENTES DOMÉSTICOS

A produção de biogás no tratamento de efluentes está diretamente relacionada ao processo de digestão anaeróbia da matéria orgânica. Neste contexto, podemos elencar dois processos para produção do gás de interesse no tratamento de efluentes domésticos, sendo eles os:

1. Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente (UASB);
2. Digestores anaeróbios de lodo.

No entanto, é preciso ressaltar que os substratos são diferentes para os processos mencionados. Enquanto os reatores anaeróbios são utilizados para tratar o esgoto doméstico, os digestores de lodo são aplicados nas linhas de tratamento da fase sólida das ETE e utilizam o lodo não estabilizado de processos aeróbios como matéria-prima.

Dessa forma, a produção de biogás depende fortemente da quantidade de matéria orgânica presente no esgoto ou lodo e das características do reator do tratamento.

Segundo Lobato (2011), a composição química média do biogás oriundo dos processos citados para o tratamento de efluentes domésticos é descrita na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Composição Química do Biogás Gerado no Tratamento de Efluentes Domésticos

Parâmetro	Unidade	Composição Volumétrica	
		Reatores Anaeróbios	Digestores de lodo
Metano - CH_4	%	60 a 85	60 a 70
Gás Carbônico - CO_2	%	5 a 15	20 a 40
Monóxido de Carbono - CO	%	0 a 0,3	-
Nitrogênio - N_2	%	10 a 25	<2
Hidrogênio - H_2	%	0 a 3	-
Sulfeto de hidrogênio - H_2S	ppmv	1.000 a 2.000	até 1.000
Oxigênio - O_2	%	Traços	-

Fonte: Adaptado de Lobato, 2011

Ainda assim, para escolha do processo de produção de biogás em Estações de Tratamento de Esgoto é necessário conhecer mais sobre as particularidades e necessidades de cada reator para realizar uma operação consistente, de maneira a obter os resultados esperados.

2.4.1. REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE

Os reatores anaeróbios de fluxo ascendente foram desenvolvidos na década de 80 por Lettinga e seus colaboradores na Holanda. Estes reatores foram desenvolvidos inicialmente para tratar efluentes altamente concentrados, como era o caso dos efluentes industriais, mas por serem mais eficientes em regiões de clima quente obtiveram sucesso no tratamento de esgoto municipal em países como o Brasil(van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Araújo (2014) descreve o processo como sendo essencialmente um escoamento ascendente do afluente através de um leito denso de lodo, com alta atividade microbiana. A manta de lodo é composta por microrganismos, que formam flocos suspensos ou grânulos densos, o que resulta em características favoráveis à sedimentação e permite sua permanência no reator com tempo de retenção celular suficientemente elevado (θ_c> 30dias) para estabilizar a biomassa formada (BRASIL, 2015).

Após a degradação anaeróbia da matéria orgânica, são formados os seguintes produtos:

1. o efluente tratado;
2. o biogás;
3. a biomassa gerada.

A biomassa, em sua maior parte, é mantida no reator, na forma de flocos ou grânulos, por sedimentação. Uma parte da biomassa pode ser arrastada com o efluente e as bolhas de gás até a parte superior do reator, onde se encontra o separador trifásico (BRASIL, 2015).

A zona de decantação pode ser encontrada no entorno e acima do dispositivo de separação trifásica, onde a biomassa que porventura tenha conseguido sair do leito reacional sedimenta e retorna ao reator.

As bolhas de gás sobem na fase líquida até encontrarem a interface líquido-gás, presente no interior do separador trifásico. Nessa interface as bolhas se desprendem, formando uma fase gasosa, o biogás. Tal atmosfera apresenta fluxo de saída por meio de tubulações, que devem conduzir o biogás a algum tipo de tratamento e/ou aproveitamento. As bolhas de gás que se formam verticalmente abaixo das aberturas do separador trifásico precisam ser desviadas para evitar que passem pelas mesmas aberturas, criando turbulências no compartimento de decantação. Para tanto, colocam-se obstáculos que funcionam como defletores de gás abaixo das aberturas (van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

A Figura 2.2 ilustra esquematicamente o reator UASB com todas as unidades descritas anteriormente.

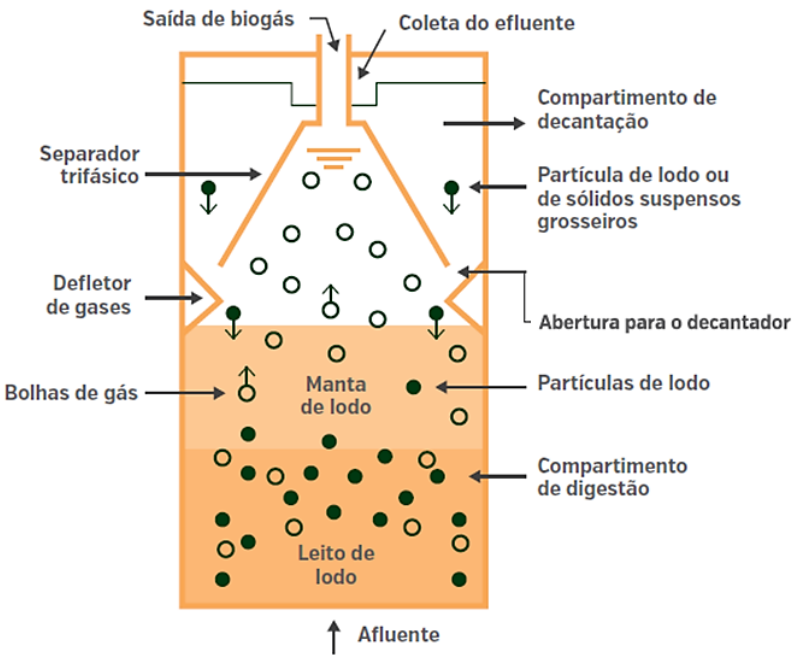


Figura 2.2 - Esquema típico de um Reator UASB
Fonte: BRASIL, 2015

Ainda, além de ser uma unidade fundamental para a produção de biogás em ETE, os reatores UASB em comparação a outras tecnologias de tratamento possibilitam uma ótima relação custo-benefício, pois removem de 60 a 80% da carga orgânica (DBO_5) sem uso de energia (BRASIL, 2015). Podendo-se ainda citar as vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios, descritas na Tabela 2.3, que também se aplicam aos reatores UASB.

Tabela 2.3 - Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios de tratamento

Vantagens	Desvantagens
• Baixa produção de sólidos, cerca de 2 a 8 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios; • Baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória de chegada. Isso faz com que o sistema tenha custos operacionais muito baixos; • Baixa demanda de área; • Baixo custo de implantação, da ordem de 20 a 30 dólares per capita; • Produção de metano, um gás combustível de elevador teor calorífico; • Possibilidade de preservação da biomassa, sem alimentação do reator por vários meses; • Tolerância a elevadas cargas orgânicas; • Aplicabilidade em pequena e grande escala;	• Remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos insatisfatória; • Produção de efluente com aspecto desagradável e usualmente com qualidade insuficiente para atender os padrões ambientais. Em decorrência, alguma forma de pós-tratamento é normalmente necessária; • A partida do processo pode ser lenta, na ausência de lodo de semeadura adaptado; • Possibilidade de distúrbios devido a choques de carga orgânica e hidráulica, presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes; • A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas;

• Baixo consumo de nutrientes.	• Possibilidade de geração de maus odores e de problemas de corrosão, porém controláveis.

Fonte: CHERNICHARO, 2007

Mesmo os reatores UASB sendo amplamente difundidos no Brasil por suas vantagens operacionais e custos reduzidos, são conhecidos poucos casos nos quais se faz uso da energia proveniente do biogás.

2.4.1.1. BALANÇO DE DQO NO REATOR UASB E PRODUÇÃO DE BIOGÁS

O balanço de massa é baseado no princípio da conservação de massa para a análise de sistemas físicos, que consiste no fato de que a matéria não pode desaparecer ou ser criada espontaneamente, apenas transformada. Ou seja, consiste na descrição quantitativa de todos os materiais que entram, saem e se acumulam em um sistema com limites físicos definidos (von SPERLING, 1996).

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), o mecanismo mais importante para a remoção de material orgânico em sistemas de tratamento biológico é o metabolismo bacteriano, no qual há utilização do material orgânico pelas bactérias como fonte de energia (catabolismo) ou como fonte de carbono e outros elementos para síntese de material celular (anabolismo).

O anabolismo é um processo que consome energia e somente é viável se o catabolismo está ocorrendo simultaneamente e fornecendo a energia necessária para a síntese do material celular. Por outro lado, o catabolismo somente é possível se estiver presente uma população de bactérias vivas. Conclui-se que os processos de catabolismo e anabolismo são interdependentes e sempre ocorrem simultaneamente (LOBATO, 2011).

Assim, seriam quatro as opções de direcionamento do material orgânico em sistemas de tratamento:

(i) Conversão em lodo (anabolismo);
(ii) Conversão em metano (catabolismo fermentativo);
(iii) Conversão por oxidação (catabolismo oxidativo);

(iv) Permanência na fase líquida (descarga no efluente).

De acordo com esses autores, a massa diária de DQO no afluente tem que ser igual à soma das massas diárias de DQO convertida em metano, lodo ou presente no efluente, mais a massa diária de material orgânico oxidado conforme a Equação 2.1.

$$DQO_{afl} = DQO_{elf} + DQO_{lodo} + DQO_{CH_4} + DQO_{oxi} \quad (2.1)$$

Onde:

DQO_{afl} = massa diária de material orgânico afluente.

DQO_{efl} = massa diária de material orgânico no efluente.

DQO_{lodo} = massa diária de material orgânico convertida em lodo.

DQO_{CH4} = massa diária de material orgânico convertida em metano.

DQO_{oxi} = massa diária de material orgânico oxidada.

Contudo, em reatores UASB tratando esgoto doméstico, tem sido observada a supersaturação do metano na fase líquida, o que, segundo os cálculos baseados na lei de Henry, pode levar a concentrações entre 15 e 50% de metano na fase líquida (van HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Os valores de perda de metano observados na prática normalmente variam entre 14% (KELLER & HARTLEY, 2003), 36 a 41% (SOUZA et al., 2010) e 50% (AGRAWAL et al., 1997; PIEROTTI, 2007). Normalmente, essa perda aumenta com a carga hidráulica aplicada, mas depende também de fatores como: temperatura e pressão parcial do gás no interior do reator, bem como tamanho da superfície líquida do reator (LOBATO, 2011). No entanto, é de grande complexidade realizar essas análises em escala real, o que abre margem para dúvidas sobre a real perda de metano junto com o efluente desses reatores.

Estudos de comparação entre as estimativas de produção de biogás e os resultados de medições foram recentemente realizados por Silva et al. (2014). Esses estudos reportam que a quantidade de energia estimada pelos métodos existentes é, em média, maior que aquela realmente disponível para uso. Isso acontece porque tais métodos não consideram as perdas de metano, assim como algumas importantes rotas de conversão de DQO durante o tratamento anaeróbio do esgoto.

Pierotti (2007) relataum balanço de massa que considera que a parcela de DQO convertida a metano se divide em metano no biogás e metano dissolvido no efluente do reator, em quantidades percentuais de 20 a 25% da DQO afluente, para ambas as parcelas. No mesmo balanço de massa é apresentado o percentual de 40 a 50% para a DQO efluente e de 10% para a DQO que é convertida em lodo, respectivamente. Esse balanço de massa avança na questão referente à parcela de DQO convertida em metano e sua divisão, entretanto, também nada informa sobre a parcela devida à sulfetogênese.

Lobato (2011) estudou o balanço de massa em relação à DQO aplicada ao reator UASB e propôs a introdução de mais variáveis na equação, conforme mostra a Equação 2.2.

$$DQO_{afl} = DQO_{efl\ sol} + DQO_{lodo\ ret} + DQO_{lodo\ efl} + DQO_{CH_4\ Biogás} + DQO_{CH_4\ Perdas} + DQO_{sulf\ red} \quad (2.2)$$

Onde:

DQO_{afl} = massa de material orgânico afluente.

$DQO_{efl\ sol}$ = massa de material orgânico solubilizada no efluente.

$DQO_{lodoret}$ = massa de material orgânico convertida em lodo retido no sistema.

$DQO_{lodoefl}$ = massa de material orgânico convertida em lodo e perdida com o efluente.

$DQO_{CH4biogás}$ = massa de material orgânico convertida em metano e presente no biogás.

$DQO_{CH4perdas}$ = massa de material orgânico convertida em metano e perdida dissolvida no efluente ou com o gás residual.

$DQO_{sulfred}$= massa de material orgânico utilizada pelas BRS na redução de sulfato.

Dessa forma, Lobato (2011) indicou as contribuições de cada parcela da Equação 2.2 para a situação típica de operação dos reatores UASB, conforme apresentado na Figura 2.3.O que aponta uma recuperação de gás metano no biogás consideravelmente inferior do que a descrita por Pierotti (2007) e seus antecedentes. Dessa forma, ao avaliar o projeto de utilização do biogás produzido por reatores UASB deve-se levar em consideração essa recuperação reduzida.

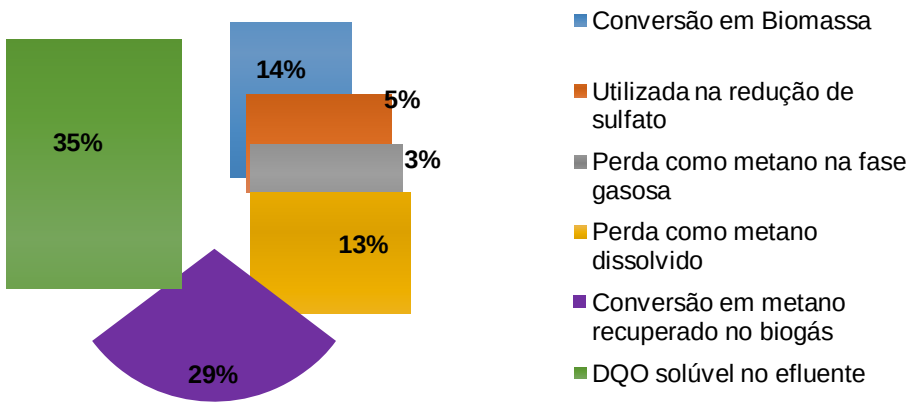


Figura 2.3 - Percentuais do consumo de DQO em reatores UASB
Fonte: Adaptado de LOBATO (2011)

2.4.2. DIGESTOR ANAERÓBIO DE LODO

A digestão anaeróbia é um dos processos mais antigos para estabilização de lodos primários e secundários, envolvendo a decomposição da matéria orgânica e a redução da fração inorgânica (principalmente o sulfato) na ausência de oxigênio (METCALF & EDDY, 2013).Logo, com aplicação deste processo pode-seobter algumas vantagens, como mostra a Tabela 2.4 sobre as principais diferenças entre o lodo bruto e o lodo obtido após a digestão anaeróbia.

Tabela 2.4 - Comparação entre o lodo bruto e o lodo digerido anaerobiamente

Lodo Bruto	Lodo digerido
Matéria orgânica instável	Matéria orgânica estabilizada
Elevada fração biodegradável na matéria orgânica	Baixa proporção de fração biodegradável
Alto potencial para geração de odores	Baixo potencial para geração de odores
Elevada concentração de patógenos	Concentração de patógenos inferior ao do lodo bruto

Fonte: Andreoli et al., 2001

Seguindo a mesma lógica que os reatores UASB, o processo de degradação do lodo ocorre em três etapas, segundo Andreoli et al. (2001):

- Microrganismos produzem enzimas que quebram compostos orgânicos complexos (celulose, proteína e lipídios) em compostos orgânicos solúveis (ácidos graxos, álcoois, dióxido de carbono e amônia);
- Micro-organismos convertem os produtos do primeiro estágio em ácido acético, ácido propiônico, hidrogênio, dióxido de carbono, além de outros ácidos orgânicos de baixamassa molecular;
- Dois grupos de *Archaeas* formadoras de metano entram em ação: um grupo utiliza o gás carbônico e o hidrogênio, enquanto o outro realiza a conversão do acetato.

Como o sistema também é capaz de produzir o metano, principal componente do biogás, pode-se dizer que a estabilização do lodo não é a única vantagemdos digestores anaeróbios nas plantas de tratamento de esgoto. Metcalf&Eddy (2013) relatam que grandes avanços têm sido feitos sobre os fundamentos do processo, dimensionamento, e configuração dos tanques, movidos pelo desejo de se recuperar a energia do biogás produzido nesse processo.

E tal realidade já pode ser observada em diversos países do mundo, sendo um ótimo exemplo asETE na Alemanha, que em 2013 utilizaram 80% do biogás formado nos digestores para gerar energia elétrica, 10% para a geração de energia térmica e/ou acionamento direto de bombas e compressores, e orestante do biogás vendido ou perdido no processo(STATISTISCHESBUNDESAMT et al., 2015).

No Brasil o uso de digestores anaeróbios de lodo com o objetivo de aproveitar energicamente o biogás ainda é bastante simbólico. A maior unidade implantada no país que se tem conhecimento é a ETE Ribeirão Preto, localizada na cidade que lhe dá o nome no estado de São Paulo (Figura 2.4), com produção de biogás de 8m^{3}por dia e capacidade instalada de 1,5 MW (GUASCOR, 2011).

Figura 2.4 - Vista aérea da ETE Ribeirão Preto
Fonte: Portal GS Inima, 2011

2.4.2.1. FUNCIONAMENTO DOS DIGESTORES DE LODO

Segundo Chernicharo (2007), os digestores convencionais possuem como principal função a estabilização de resíduos com elevada concentração de material particulado. Dessa maneira, a hidrólise, que consiste na “quebra”desses sólidos em materiais menos complexos, pode se tornar a etapa limitante de todo o processo de digestão anaeróbia. Por sua vez, a taxa de hidrólise é afetada por diversos fatores, podendo-se destacar:

- A temperatura;
- O tempo de retenção hidráulica;
- A composição do substrato e;
- O tamanho das partículas.

Assim, com o objetivo de otimizar essa etapa limitante, os digestores convencionais são normalmente aquecidos, sendo usuais temperaturas na faixa dos 25 a 35ºC, pois a hidrólise ocorre mais lentamente em temperaturas abaixo de 20ºC (CHERNICHARO, 2007).

Além disso, sabendo que os sistemas anaeróbios são suscetíveis a choques de carga, o dimensionamento dos digestores anaeróbios é realizado com tempo de retenção acima do ótimo, de forma a compensar eventuais problemas operacionais como a flutuação do volume de lodo produzido, a ineficiência do sistema de mistura, a variação de temperatura ambiente, e o assoreamento por acúmulo de material inerte (ANDREOLI et al., 2001).

Os digestores anaeróbios de lodo convencionais podem ser divididos basicamente em três grupos, conforme descreve Chernicharo (2007):

1. Digestor anaeróbio de baixa carga;
2. Digestor anaeróbio de um estágio e alta carga;
3. Digestor anaeróbio de dois estágios e alta carga.

O funcionamento específico de cada digestor será discutido nas próximas seções.

2.4.2.1.1. DIGESTORES ANAERÓBIOS DE LODO DE BAIXA CARGA

Segundo Qasim (1999), trata-se do tipo mais simples de digestor anaeróbio para o tratamento de baixas cargas de lodo e na maior parte dos casos não são projetados com sistemas de mistura. Apresentam estratificação em 4 camadas, são elas:

- Zona superficial de escuma;
- Zona de líquido sobrenadante;
- Zona ativa de digestão dos sólidos;
- Zona de lodo estabilizado.

A representação esquemática dessa estratificação e da estrutura do digestor anaeróbio de baixa carga pode ser observada na Figura 2.5.

O lodo bruto deve ser inserido em meio à zona de digestão ativa, na qual ocorre a formação de biogás. O movimento ascendente do biogás, aliado à falta de agitação, fazem com que se formem as camadas de escuma e de líquido sobrenadante. O lodo mineralizado e mais denso acumula-se na zona de lodo estabilizado, de onde é removido para a etapa de desaguamento (CHERNICHARO, 2007).

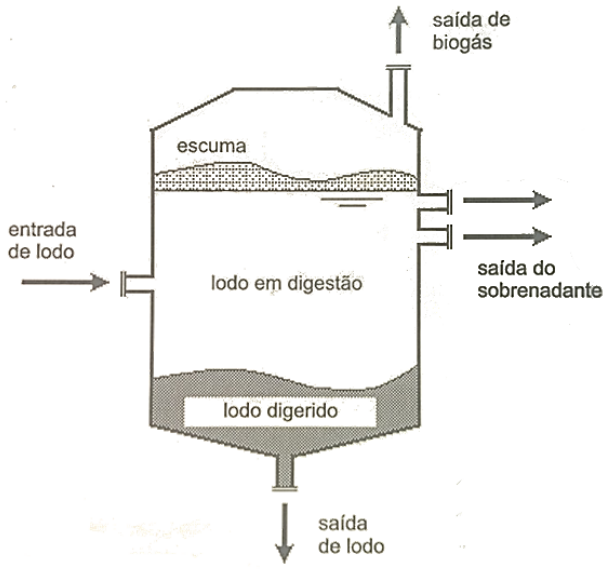


Figura 2.5 -Representação esquemática de um digestor anaeróbio de baixa carga
Fonte: CHERNICHARO, 2007

2.4.2.1.2. DIGESTORES ANAERÓBIOS DE LODO DE UM ESTÁGIO E ALTA CARGA

O digestor anaeróbio de alta carga e simples estágio é caracterizado pela incorporação de sistemas de aquecimento e mistura, sendo operado com taxas de alimentação constantes e com lodo pré-adensado, de forma a conseguir uma melhor uniformidade em todo o digestor. Com isso, apresentam tamanhos menores e a estabilidade do processo é melhorada (CHERNICHARO, 2007). Uma representação deste digestor pode ser visualizada na Figura 2.6.

As práticas de operação deste tipo de digestor são semelhantes aos reatores *Continuousstirred-tankreactor*(CSTR), sendo necessário manter o meio homogêneo por meio de agitação (recirculação de gás, recirculação de lodo ou pás mecânicas). Segundo Chernicharo (2007), a prática comum de alimentação é a de adição de pequenas quantidades de lodo em intervalos de tempo regulares. A eficiência de remoção de sólidos voláteis é da ordem de 45% a 50% (NUVOLARI, 2003).

Figura 2.6- Representação de um digestor anaeróbio de um estágio e alta carga
Fonte: MANNVIT, 2016.

2.4.2.1.3. DIGESTORES ANAERÓBIOS DE LODO DE DOIS ESTÁGIOS E ALTA CARGA

O digestor de dois estágios consiste basicamente na incorporação de um segundo tanque de digestão, operando em série com um digestor primário de alta carga (CHERNICHARO, 2007). No primeiro digestor operam os sistemas de mistura e aquecimento com controle de temperatura, enquanto que no segundo digestor ocorre a separação dos sólidos digeridos do líquido sobrenadante (NUVOLARI, 2003).

É usual construir tanques idênticos dotados dos mesmos dispositivos e sistemas; dessa forma qualquer um dos tanques poderá operar como digestor primário. Existem casos onde o segundo tanque pode ser aberto, sem aquecimento, ou até uma lagoa de lodo (METCALF & EDDY, 2013).

A representação esquemática deste arranjo de digestores pode ser observada na Figura 2.7.

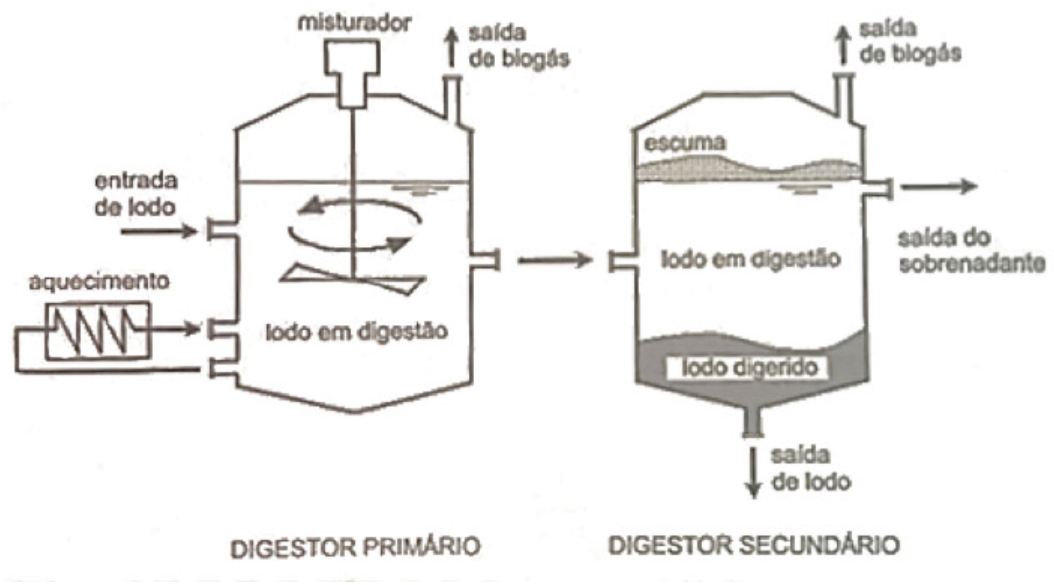


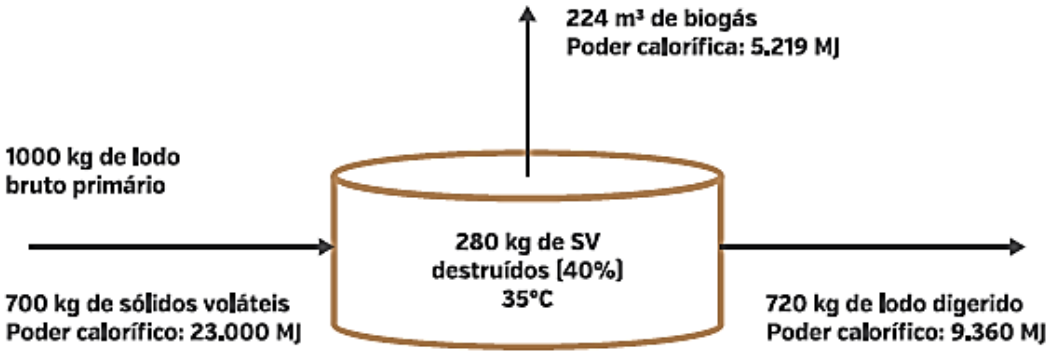
Figura 2.7-Representação esquemática de um digestor de dois estágios e alta carga
Fonte: CHERNICHARO, 2007

2.4.2.2. PRODUÇÃO DE BIOGÁS EM DIGESTORES ANAERÓBIOS

Os volumes diários de biogás produzido são importantes no dimensionamento de plantas de aproveitamento de biogás, pois isso impacta diretamente a escolha dos tipos de equipamentos a serem utilizados.

Na digestão anaeróbia de lodo, a produção específica teórica de biogás é de 0,8 m³/kg de sólidos orgânicos voláteis degradados, o que corresponde a uma produção de biogás de cerca de 25 L/hab.d (ANDREOLI et al., 2001). Tem-se verificado, no Brasil, valores de produção de biogás entre 12 e 17 L/hab.d (BRASIL,2015).

A Figura 2.8 mostra o balanço de massa de um digestor anaeróbio para estabilização de lodo primário bruto, onde 700 kg de sólidos voláteis são capazes de produzir até 224 m³ de biogás. No entanto, como descrito porBRASIL (2015) os valores na prática são ainda menores.



- Poder calorífico do lodo bruto: 23 MJ/kg x 1.000 kg = 23.000 MJ
- Quantidade de sólidos voláteis destruídos: 700 kg x 0,4 = 280 kg de SV
- Quantidade de lodo digerido: 1.000 – 280 = 720 kg
- Poder calorífico do lodo digerido: 13 MJ/kg x 720 kg = 9.360 MJ
- Produção de biogás: 0,8 m³/kgSV destruído
- Volume de biogás produzido: 280 kg x 0,8 = 224 m³
- Poder calorífico do biogás: 23,3 MJ/m³ = 5.219 MJ

Figura 2.8 - Balanço de Massa e Energia em digestor anaeróbio
Fonte: Andreoli et al., 2001.

2.5. MÉTODOS DE APROVEITAMENTO ENERGÉTICO DO BIOGÁS

O aproveitamento energético do biogás tem sido apontado como uma ferramenta importante para aumento da eficiência energética das ETE e na redução de custos operacionais, como foi apontado por Salomon e Lora (2009). Além disso, ainda podem ser ressaltadas as seguintes vantagens:

(i) Geração descentralizada, com a geração de energia próxima da fonte consumidora;
(ii) Possibilidade de lucro adicional devido à produção de energia e comercialização com companhias energéticas;
(iii) Redução no consumo de energia pela planta produtora;
(iv) Potencial de uso de processos para a cogeração de energia;
(v) Redução das emissões de metano para a atmosfera.

Ainda de acordo com esses autores, o Brasil tem um potencial considerável de geração de eletricidade a partir do biogás obtido pela digestão anaeróbia, que poderia suprir a demanda de energia em locais com altas taxas de produção do mesmo.

No entanto, antes de utilizar o biogás produzido pelos processos anaeróbios descritos nas seções anteriores, énecessário selecionar tecnologias que realizem a purificação até o nível exigido pelo aproveitamento. Usualmente, para o seu aproveitamento na forma térmica ou para geração energética, é necessário remover a parcela de sulfeto de hidrogênio (causadora de corrosão) e o vapor de água (BRASIL, 2015). A Figura 2.9mostra as possibilidades de utilização do biogás, conforme sua purificação é realizada.

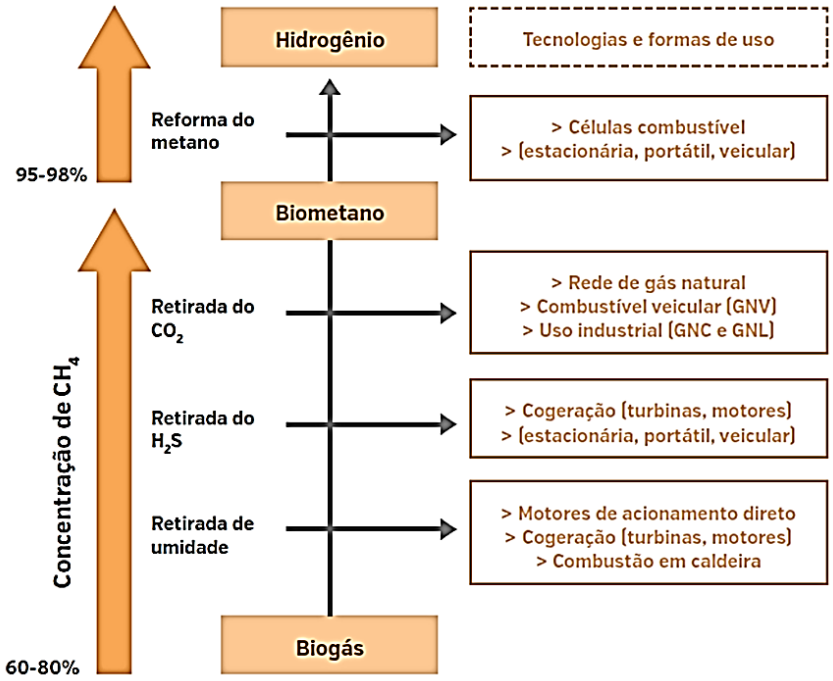


Figura 2.9 - Purificação do Biogás e seus usos
Fonte: BTE, IFEU, ISA (2004) apud BRASIL (2015)

Após o devido tratamento do biogás, podem ser utilizadas algumas das principais tecnologias disponíveis comercialmente para a geração de eletricidade. A seguir, estas tecnologias são apresentadas: motores de combustão interna, turbinas a gás e microturbinas (LOBATO, 2011).

2.5.1. MOTORES DE COMBUSTÃO INTERNA

Nos motores de combustão interna (MCI), a queima de combustível e ar no interior da câmara de combustão gera uma reação exotérmica, com a formação de gases à elevada temperatura e pressão. A expansão desses gases possibilita a movimentação dos pistões, ocorrendo então a conversão de pressão em movimento rotacional (LOBATO,2011).

Esses equipamentos encontram-se disponíveis no mercado com potências variando entre 5 kW e 5 MW, todavia apresentam maior viabilidade de aplicação em projetos de recuperação de energia acima de 800 kW (LOBATO,2011).

Os MCI podem utilizar combustíveis gasosos (gás natural, propano, butano, biogás, gás de síntese, nafta química, entre outros), líquidos (álcool, gasolina, diesel,

biodiesel, entre outros) e ainda misturas de combustíveis gasosos com líquidos em proporções que permitam a auto-ignição (bi-combustível) (VALENTE, 2015).

A Figura 2.10 mostra um exemplo comercial de motor de combustão interna a gás, produzido pela GE.

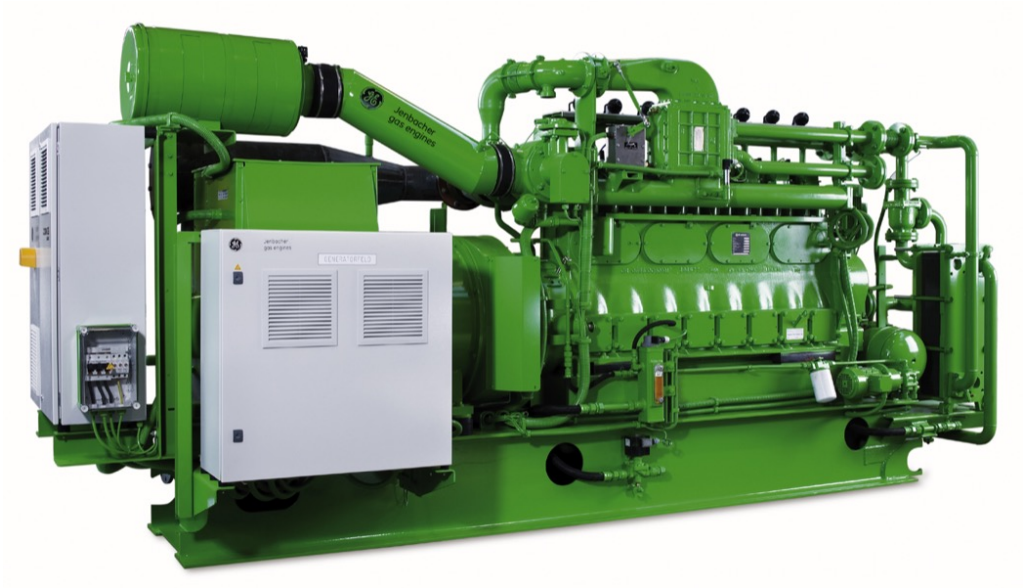


Figura 2.10 - Motor de Combustão Interna a Gás
Fonte: Portal GE Power Generation, 2016.

2.5.2. TURBINAS A GÁS

As turbinas a gás são equipamentos térmicos que realizam a conversão de energia de um combustível em potência. A característica principal deste equipamento é a produção de gases de exaustão em grandes volumes e a temperaturas elevadas, o que o torna muito adequado aos aproveitamentos energéticos complementares de interesse, melhorando-se desta forma o rendimento térmico do conjunto (FRANÇA JUNIOR, 2008).

Esses equipamentos encontram-se disponíveis no mercado com potências entre 500 kW e 250 MW e com maior viabilidade de aplicação em projetos de recuperação de energia acima de 3.000 kW (LOBATO, 2011).

As turbinas a gás apresentam menos problemas de corrosão, porém, como necessitam de compressores de gás que não possuem tal resistência, a purificação

do biogás a ser utilizado ainda se faz necessária (ALEMANHA, 2002), resultando em maiores custos de instalação e de operação (USEPA, 2003).

A turbina a gás tem várias características atraentes, como tamanho compacto, alta flexibilidade, confiabilidade, partida rápida e melhor desempenho ambiental, em comparação com a turbina a vapor e com os motores de combustão interna. No entanto, apresenta baixa eficiência, principalmente em carga parcial, lacuna esta que pode ser superada pela cogeração (GUPTA et al., 2010).

A Figura 2.11 mostra a estrutura de uma turbina a gás com os principais componentes internos.

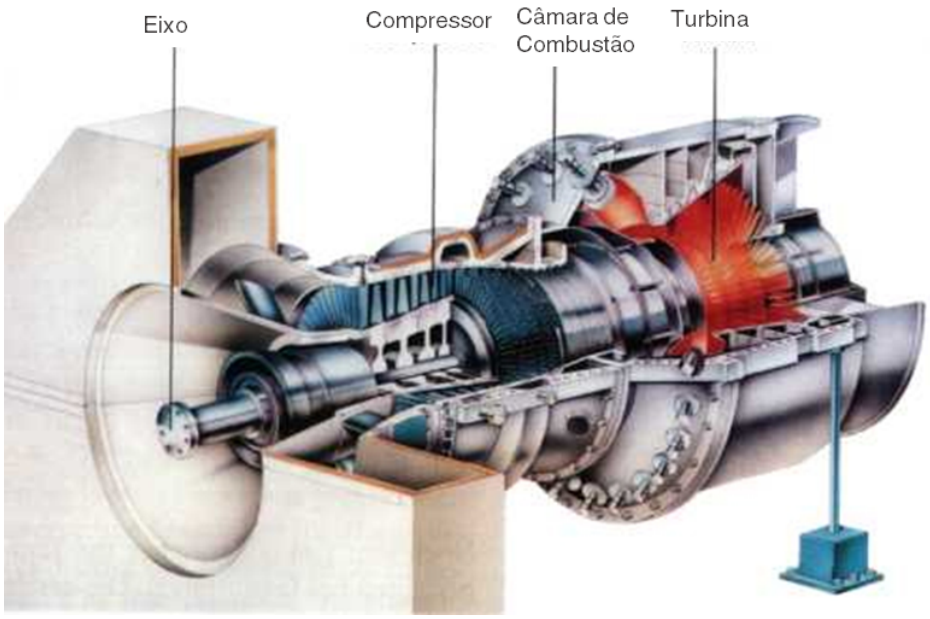


Figura 2.11 - Exemplo de uma Turbina a Gás e seus componentes
Fonte: Adaptado de Portal Wartsila, 2016.

2.5.3. MICROTURBINAS A GÁS

Nessa tecnologia, o compressor comprime o ar para dentro da câmara de combustão, na qual se forma uma mistura de ar comprimido e combustível que alimenta um processo de combustão contínua. Os gases aquecidos e em alta pressão são então expandidos através das pás de uma turbina, fazendo com que esta gire em alta velocidade. Como a turbina de expansão é montada no mesmo eixo do compressor e do gerador elétrico, quando o ciclo se completa a turbina é responsável por fornecer a energia necessária para girar o compressor e o gerador elétrico (COSTA, 2006; CORTEZ et al., 2008).

O combustível entra na câmara de combustão a uma pressão da ordem de 4 a 6 atm, onde é queimado juntamente com o ar. A liberação de calor provoca a expansão dos gases que, por sua vez, movimentam o gerador, produzindo energia. A utilização do gás de exaustão para promover o pré-aquecimento do ar de combustão proporciona o aumento da eficiência global do sistema. Esses equipamentos encontram-se disponíveis no mercado com potências entre 30 e 1000 kW (USEPA, 2002).

O pequeno porte destes sistemas aumenta a flexibilidade operacional, possibilitando a geração de energia em pequenas localidades, o que amplia o espectro de localidades com potencial para a recuperação de biogás. Outra vantagem desta tecnologia é a redução nas emissões, principalmente de óxidos de nitrogênio, quando comparadas com os motores de combustão interna e turbinas de maior porte. As emissões das microturbinas situam-se abaixo de 9 ppm, enquanto que para turbinas a gás elas são de 50 ppm e, para motores de combustão interna podem atingir até 3.000 ppm. O problema deste tipo de tecnologia para pequenas potências é o preço elevado, em função da ainda pequena escala de produção (PILAVACHI, 2002).

A Figura 2.12 mostra uma microturbina e seus principais componentes internos.

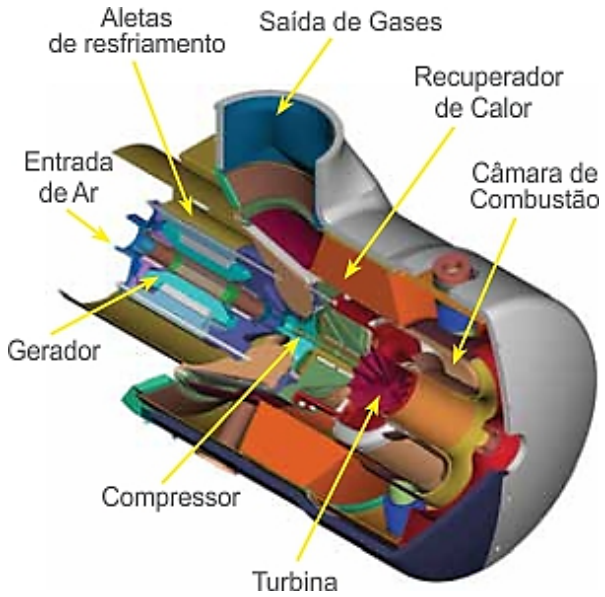


Figura 2.12 - Exemplo de Microturbina a Gás e seus componentes internos
Fonte: Adaptado de Portal Heimer, 2016.

3. METODOLOGIA

Com o intuito de verificar a aplicabilidade do modelo de cogeração com biogás em estações de tratamento de esgoto, foram verificados dois tipos de processos anaeróbios para produção do gás. O primeiro é o reator UASB, que é amplamente utilizado no Brasil para tratamento de efluentes domésticos. O segundo é o digestor anaeróbio de lodos, que é encontrado em diversos casos de sucesso de cogeração ao redor do mundo.

Na realidade, a análise é mais complexa, pois trata de diferentes maneiras de produção de biogás. O reator UASB produz biogás a partir da degradação da matéria orgânica presente no esgoto bruto, enquanto que o digestor anaeróbio precisa de material sólido para produzir o gás de interesse, podendo o substrato ser desde resíduos sólidos orgânicos até o próprio lodo dos processos aeróbios de tratamento de efluentes.

Portanto, pode-se dizer que além da questão da eficiência na produção de metano para cogeração, a opção do processo de tratamento é fundamental para análise do projeto, pois as características dos substratos para digestão são diferentes, bem como a eficiência de tratamento dos processos anaeróbios e aeróbios para atender as legislações ambientais.

Para esse fim, foram dimensionadas unidades de geração de biogás a partir de esgotos domésticos ou lodos gerados no tratamento dos mesmos, comcapacidade para atender uma demanda populacional de 50.000 até 500.000 habitantes e traçar uma curva de investimentos dos projetos.

A análise econômica do projeto foi baseada na metodologia de fluxo de caixa e utilizou, para mensurar a viabilidade, os seguintes indicadores:

- Valor Presente Líquido - VPL;
- Taxa Interna de Retorno – TIR;
- Payback.

Com essas ferramentas foi possível encontrar um ponto onde a aplicação da cogeração de energia é viável e em que tipo de sistema.

3.1. LEVANTAMENTO DOS DADOS DE POPULAÇÃO E PRODUÇÃO DE ESGOTO

Dados sobre produção de esgotos domésticos são usualmente relacionados com o consumo de água por uma determinada faixa de população, associando a esse consumo um coeficiente de retorno na forma de esgoto. A Tabela 3.1 mostra os valores tidos como referência no Brasil para o consumo de água em função da faixa de população.

Tabela 3.1 - Consumo de água pela faixa de população

Porte da comunidade	Faixa da população (hab.)	Consumo per capita (l/hab.dia)
Povoado rural	< 5.000	90-140
Vila	5.000 -10.000	100-160
Pequena localidade	10.000 - 50.000	110-180
Cidade média	50.000 - 250.000	120-220
Cidade Grande	>250.000	150-300

Fonte: von Sperling (2005)

O valor do coeficiente de retorno adotado na NBR 9649/1986 em caso de ausência de estudos de campo é de 80% da água consumida, que muitas vezes não representa, de fato, a realidade local. Ademais, com base na recomendação técnica da ABNT, as concessionárias de saneamento dificilmente realizam estudos específicos para garantir a cobrança justa pela coleta e tratamento de esgoto.

Tsutiya e Além Sobrinho (2000) ressaltam que o consumo de água é um parâmetro de grande variação entre diferentes localidades, dependendo de inúmeros fatores como o clima da região, a abundância ou escassez de recursos, regularidade de abastecimento, além de outros diversos fatores culturais, o que nos leva a acreditar que estudos mais específicos devam ser realizados.

Neste contexto, de maneira a garantir maior aderência à realidade brasileira de produção de esgotos domésticos, foi realizado um levantamento em bases de dados oficiais do governo (Sistema Nacional de Informações de Saneamento - SNIS), considerando municípios onde existe a coleta de esgotos. Junto a esses dados, foram também observados o consumo de água pela população, para o cálculo do coeficiente de retorno nas diferentes escalas deste estudo.

Além disso, foi possível realizar uma análise crítica dos dados usualmente apresentados na literatura para o consumo de água, o coeficiente de retorno e a produção de esgotos. Essa informação, além de mostrar um valor mais próximo da realidade em diversos estados brasileiros, serviu para realizar os dimensionamentos das unidades de tratamento de esgotos envolvidas neste estudo.

Foramtambém levantadosos dados relativos à tarifa de coleta e tratamento de esgoto, para realizar as projeções no estudo de viabilidade econômica das tecnologias.

Utilizando ainda as bases de dados governamentais, buscaram-se dados sobre os tipos de unidades implantadas para tratamento de esgoto no Brasil. Essa etapa tem como objetivo verificar a dimensão do campo de aplicação de projetos similares aos propostos neste estudo.

3.2. DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES

O dimensionamento das unidades foi realizado com base em dois processos de tratamento de efluentes e produção de biogás, sendo um com processo de lodo ativado convencional e aproveitamento do lodo para produção do gás de interesse e o outro com reator UASB seguido de polimento aeróbio do tipo lodos ativadoscom idade do lodo 15 dias, sendo o gás produzido no reator UASB. AsFigura 3.1 eFigura 3.2 mostram os fluxogramas adotados para estudar a viabilidade técnica dos processos.

Os processos de pré-tratamento adotados foram do tipo integrado, ou seja, somente um equipamento com todas as funções do tratamento preliminar, contendo tambor rotativo para retenção de sólidos grosseiros, caixa de areia aerada e remoção de gordura. A escolha desse equipamento se justifica pela facilidade de implantação e de operação, em relação aos tratamentos preliminares convencionais.

Os demais processos unitários de cada fluxograma apresentado serão descritos com detalhes de dimensionamento nos itens seguintes.

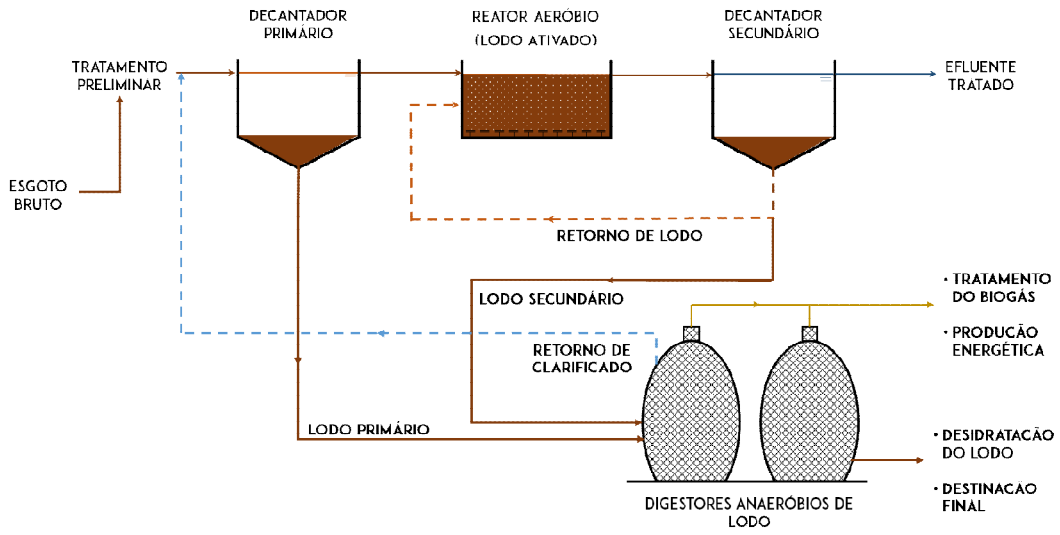


Figura 3.1 - Fluxograma do Processo – Lodos Ativados + Digestores Anaeróbios
Fonte: Elaboração Própria

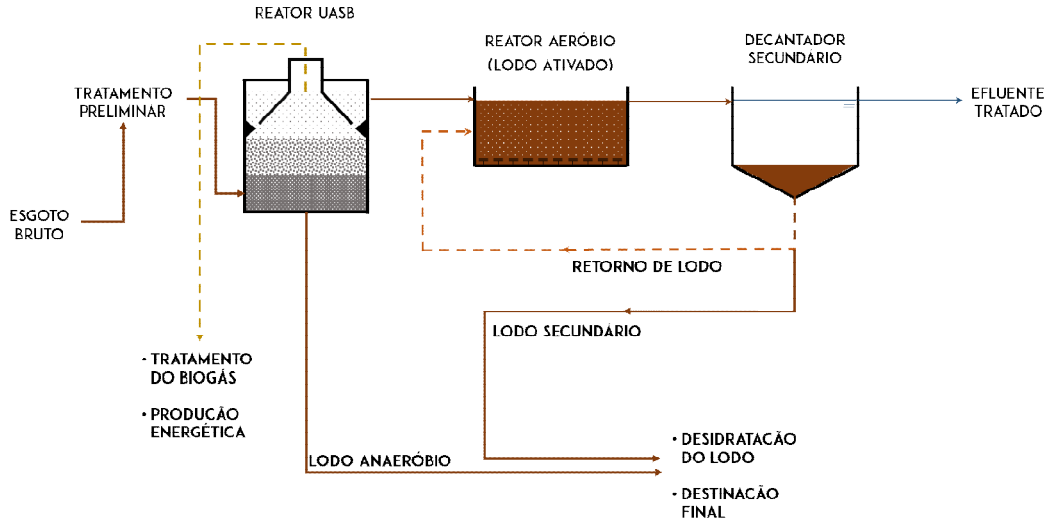


Figura 3.2 - Fluxograma do Processo – Reator UASB + Polimento Aeróbio
Fonte: Elaboração Própria

3.2.1. DECANTADOR PRIMÁRIO

A decantação primária tem como função remover o material particulado presente nos efluentes sanitários. O dimensionamento dessas unidades de sedimentação primária, conforme a ABNT 12.209/11, deve ser realizado para a vazão máxima

afluente a ETE, sendo mencionados limites para taxa de escoamento superficial de até 90 m³/m².d, que pode ser calculada pela Equação 3.1.

$$TES = \frac{Q}{A} \quad (3.1)$$

Onde:

TES – Taxa de Escoamento Superficial (m³/m².d)

Q – Vazão Afluente (m³/d)

A – Área Superficial do Decantador (m²)

Além disso, deve ser observado o tempo de detenção hidráulica (TDH) dos decantadores primários que, segundo a ABNT 12.209/11, deve estar entre 1 e 3h.

Metcalf&Eddy (2013) sugerem ainda o cálculo de uma velocidade máxima na interface sólido-liquido que evite a ressuspensão das partículas sedimentadas, sendo dada pela Equação 3.2.

$$v_H = \left[\frac{8k(s-1)gd}{f}\right]^{1/2} \quad (3.2)$$

Onde:

v_H – Velocidade horizontal que não produz arraste de sólidos (m/s)

k – Constante que depende do tipo de material a ser arrastado (adimensional)

s – Densidade relativa das partículas

g – Aceleração da Gravidade (9,81 m/s^2)

d – Diâmetro das partículas (m)

f – Fator de Fricção de Darcy-Weisbach (adimensional)

O resultado dessa equação deve ser comparado com a velocidade em momentos de pico de vazão, para garantir que mesmo nessa condição não ocorra arraste.

Ainda segundo Metcalf&Eddy (2013), a altura dos tanques de decantação primária varia entre 3 e 4,9 m.

3.2.2. REATOR AERÓBIO – LODOS ATIVADOS

A função dos reatores aeróbios é proporcionar condições para o crescimento de biomassa aeróbia para degradação da matéria orgânica e oxidação do nitrogênio amoniacal. No caso especifico do processo de lodos ativados, existe uma corrente de recirculação da biomassa ativa que sedimenta no decantador secundário.

O dimensionamento dessas unidades, segundo a ABNT 12.209/11, deve ser realizado levando em consideração os parâmetros idade do lodo e relação alimento/micro-organismo (A/M). A Tabela 3.2 mostra a denominação de cada sistema de lodos ativados com base na idade do lodo e relação A/M.

Tabela 3.2 - Tipos de Sistema de Lodos Ativados e seus parâmetros

Tipo de Sistema	Idade do lodo	Relação A/M
Alta taxa	2 a 4 dias	0,70 a 1,10 Kg DBO_5/Kg SSVTA.d
Convencional	4 a 15 dias	0,20 a 0,70 Kg DBO_5/Kg SSVTA.d
Aeração Prolongada	Acima de 18 dias	< 0,15 Kg DBO_5/Kg SSVTA.d

Fonte: Adaptado de ABNT (2011)

Ainda, o processo selecionado deve ser capaz de atender aos parâmetros da legislação vigente no local de implantação. Por exemplo, no estado do Rio de Janeiro é feita a exigência de remoção de nitrogênio amoniacal com concentração efluente de 5 mg/l, sendo necessário observar a idade do lodo capaz de nitrificar este composto. A Tabela 3.3 mostra a idade mínima do lodo para promover a nitrificação, que deve ser considerada nos casos específicos.

Tabela 3.3 - Idade do lodo para nitrificação

Temperatura (ºC)	Idade do lodo aeróbio mínima para esgoto bruto/decantado (dias)	Idade do lodo mínima para efluente de reator anaeróbio (dias)
15	8	20
20	5	10
25	3	7

Fonte: ABNT (2011)

Com a definição da idade do lodo para atender as necessidades da legislação, pode-se calcular a quantidade de sólidos produzidos no processo. Segundo Metcalf&Eddy (2013), a quantidade de sólidos voláteis pode ser calculada conforme as características do esgoto bruto, pela Equação 3.3.

$$P_{X,SSV} = \frac{Q\,.Y_H.(S_0 - S_f)}{1+b_H(\theta)} + \frac{(f_d)(b_H)Q\,.Y_H.(S_0 - S_f.).\theta}{1+b_H(\theta)} + \frac{Q\,.Y_n.(NO_x)}{1+b_n(\theta)} + Q.\,(SSV\ nb) \qquad (3.3)$$

Onde:

$P_{X,SSV}$ – Produção de lodo em Kg SSV/d

Y_H – Coeficiente de Produção Celular de Bactérias Heterotróficas (Kg SSV / Kg DQO)

Y_n – Coeficiente de Produção Celular de Bactérias Nitrificantes (Kg SSV / Kg DQO)

Q – Vazão média (m^3/d)

S_0 – DQO afluente (Kg/m^3)

S_f – DQO efluente (Kg/m^3)

Θ – Idade do lodo (dias)

b_H – Coeficiente de decaimento endógeno heterotrófico (Kg SSV/ Kg SSV.d)

b_n – Coeficiente de decaimento endógeno nitrificante (Kg SSV/ Kg SSV.d)

NO_x – Concentração dos compostos nitrogenados (Kg/m^3)

SSV nb – Sólidos Suspensos Voláteis não-biodegradáveis (Kg/m^3)

f_d – Fração da biomassa que permanece como resíduo de células (0,10 – 0,15 g SSV/g biomassa SSV reduzido por decaimento)

A quantidade de sólidos suspensos totais é então calculada pela Equação 3.4.

$$P_{X,SST} = \frac{P_{X,bio}}{0,85} + Q.(SSV\ nb) \quad (3.4)$$

Onde:

$P_{X,SST}$ – Produção de lodo em Kg SST/d

$P_{x,\ bio}$ – Fração de sólidos biológicos do lodo (kg SSV/d)

Q – Vazão média (m³/d)

SSV nb – Sólidos Suspensos Voláteis não-biodegradáveis (Kg/m³)

Com o resultado desta equação é possível calcular o volume do tanque de aeração por meio da Equação 3.5.

$$X_{SST}.V = P_{X,SST}.\theta \quad (3.5)$$

Onde:

X_{SST} – Concentração de sólidos no tanque de aeração (Kg/m³)

V – Volume do Tanque de Aeração (m³)

$P_{X,SST}$ – Produção de lodo em Kg SST/d

ϴ – Idade do lodo (dias)

Lembrando que a ABNT 12.209/11 recomenda uma concentração de sólidos suspensos totais no interior do reator aeróbio entre 1.500 a 4.500 mg/L. Dessa forma é possível realizar o cálculo do volume do reator de forma iterativa, adequando a unidade à área disponível. Ainda é possível confirmar se o dimensionamento está correto pelos tempos de detenção hidráulica resultantes que, conforme von Sperling (2012), estão situados entre 6 e 8 horas para lodos ativados convencionais e entre 16 e 24 horas para aeração prolongada.

Os processos aeróbios precisam, ainda, de injeção de ar no meio liquido para manter as condições adequadas para o desenvolvimento da biomassa. Podem ser utilizados dois tipos de sistemas de aeração, mecânica ou por ar difuso. A aeração

mecânica, apesar de ainda ser bastante utilizada, é menos eficiente do que a por ar difuso na capacidade de transferir oxigênio para o meio liquido, sendo feita a opção pelo uso da segunda tecnologia neste trabalho. Os requisitos de aeração podem ser calculados pela equação 3.6.

$$R_O = Q.(S_0 - S_f) - 1{,}42.P_{x,bio} + 4{,}57.(Q).NO_x \quad (3.6)$$

Onde:

R_O –Requisitos de Aeração (Kg O_2/d)

Q – Vazão média (m³/d)

S_0 – DQO afluente (Kg/m³)

S_f – DQO efluente (Kg/m³)

$P_{x,\ bio}$ – Biomassa descartada por dia (kg SSV/d)

NO_x – Concentração dos compostos nitrogenados (Kg/m³)

A última parcela dessa equação é considerada quando existe a necessidade de promover a nitrificação do nitrogênio amoniacal, para lançar no corpo hídrico efluentes com baixa carga de N-amoniacal, reduzindo a demanda de oxigênio e toxicidade.

Para finalizar o cálculo do reator é necessário calcular a quantidade de lodo a ser descartada, a fim de manter a biomassa sempre ativa e saudável para melhor eficiência do processo. A vazão de lodo a ser descartada pode ser calculada por meio da Equação 3.7.

$$Q_w = \frac{V.X}{X_R.\theta} - \frac{Q_e.X_e}{X_R} \quad (3.7)$$

Onde:

Q_w – Vazão de descarte de lodo (m³/d)

Q_e – Vazão de efluente (m³/d)

X – Concentração de sólidos no tanque de aeração (Kg/m³)

X_e – Concentração de sólidos efluentes (Kg/m³)

X_R – Concentração de sólidos na recirculação (Kg/m³)

V – Volume do Tanque de Aeração (m³)

Θ – Idade do lodo (dias)

3.2.3. REATOR UASB

Os reatores UASB, conforme mencionado na seção 2.4.1, são reatores de fluxo ascendente com manta de lodo onde a biomassa fica submetida a condições de ausência de oxigênio (anaerobiose). Essas unidades apresentam eficiência média de 60% para remoção de DBO, porém não são eficientes para remoção de nitrogênio na forma amoniacal.

Esses reatores foram desenvolvidos originalmente para efluentes industriais e o parâmetro que comandava o dimensionamento era a carga orgânica aplicada. No entanto, como o esgoto sanitário é consideravelmente menos concentrado do que os efluentes industriais, o dimensionamento é realizado com base em parâmetros hidráulicos, conforme relata Chernicharo (2007).

Nesse caso, o parâmetro que comanda o dimensionamento é a velocidade ascensional no reator, que deve ser inferior a 0,7 m/h para a vazão média, de maneira a garantir que não ocorra escape de sólidos do reator. A velocidade ascensional pode ser calculada pela Equação 3.8.

$$v_a = \frac{Q}{A} \qquad (3.8)$$

Onde:

v_a – Velocidade Ascensional (m/h)

Q – Vazão afluente (m³/h)

A – Área do Reator UASB (m²)

A ABNT 12.209/11 prega ainda que o TDH do reator UASB deva variar entre 6 e 10 horas, conforme variações da temperatura do esgoto no mês mais frio. Além disso, a altura útil total do reator deve estar entre 4 e 6 m, de forma a garantir o tempo de detenção hidráulica necessário.

Para o reator UASB ainda é importante conhecer a quantidade de lodo que será produzida e o volume de biogás, de forma a dimensionar os equipamentos de desidratação de lodo e queima ou aproveitamento do biogás. A produção de lodo, segundo Chernicharo (2007), pode ser estimada por meio da Equação 3.9.

$$P_{lodo} = Y_n \cdot Q \cdot (S_0 - S_f) \quad (3.9)$$

Onde:

P_{lodo} – Produção de lodo em Kg SSV/d

Y_n – Coeficiente Líquido de Produção de lodo (Kg SSV / Kg DQO aplicada)

Q – Vazão em m³/d

S_0 – DQO afluente em Kg/m³

S_f – DQO efluente em Kg/m³

Já a produção teórica de biogás pode ser calculada conforme a seguinte metodologia descrita por Metcalf&Eddy (2013):

1. Primeiro se calcula a parcela da DQO convertida em CH_4 pelas arqueias anaeróbias conforme a Equação 3.10:

$$DQO_{CH_4} = Q.(S_0 - S_f) - 1{,}42.P_{x,bio} \quad (3.10)$$

Onde:

DQO_{CH4} – DQO convertida em metano (kg DQO/d)

Q – Vazão em m³/d

S_0 – DQO afluente em Kg/m³

S_f – DQO efluente em Kg/m³

$P_{x, bio}$ – Biomassa descartada por dia (kg SSV/d)

2. Em seguida se realiza a conversão para condições padrão segundo a Equação 3.11.

$$Produção\ de\ metano\ =\ DQO_{CH_4}.0{,}35\ .\frac{(273{,}15+t)}{273{,}15} \qquad (3.11)$$

Onde:

Produção de metano – Produção de metano (m^3CH_4/ d)

t – Temperatura (ºC)

3. Por fim, é possível converter este volume de metano em biogás estimando o seu percentual da composição total, que usualmente é de 65%.

Com essas informações é possível dimensionar o reator UASB e suas estruturas auxiliares necessárias para operação.

3.2.4. DECANTADOR SECUNDÁRIO

Os decantadores secundários têm como função reter os sólidos suspensos oriundos do tratamento biológico secundário, para devolver ao corpo hídrico um efluente clarificado e dentro dos parâmetros de qualidade necessários. A unidade deve ser dimensionada para atender a dois principais parâmetros, a taxa de aplicação hidráulica (TAH) e a taxa de aplicação de sólidos (TAS).

A TAH para dimensionamento do decantador secundário deve estar na faixa de 16 a 28 $m^3/m^2.d$, segundo a ABNT 12.209/11. O valor escolhido varia conforme a idade do lodo adotada no projeto e a relação A/M, sendo que quanto menor a idade do lodo e maior a relação A/M maiores devem ser os valores de TAH adotados para dimensionamento. A TAH pode ser calculada pela Equação 3.12.

$$TAH\ =\ \frac{Q}{A} \qquad (3.12)$$

Onde:

TAH – Taxa de aplicação hidráulica ($m^3/m^2.d$)

Q – Vazão em m^3/d

A – Área do decantador (m^2)

A TAS para o decantador precedido por reator aeróbio com idade do lodo inferior a 18 dias e relação A/M superior a 0,15 Kg DBO_5/ Kg SSVTA.d deve ser igual ou inferior a 144 Kg SST/m².d. Caso a idade do lodo seja superior e a relação A/M inferior ao mencionado, a TAS deve ser igual ou inferior a 120 Kg SST/m².d. Esses valores são definidos na ABNT 12.209/11 e têm por objetivo evitar a sobrecarga de sólidos dentro da unidade e possíveis arrastes, podendo a TAS ser calculada pela Equação 3.13.

$$TAS = \frac{(Q+Q_r).SSTA}{A} \quad (3.13)$$

Onde:

TAS – Taxa de aplicação de sólidos (Kg SST/m².d)

Q – Vazão em m³/d

Q_r – Vazão de recirculação em m³/d

SSTA – Sólidos suspensos no tanque de aeração (Kg/m³)

A – Área do decantador (m²)

A norma técnica faz menção a um TDH mínimo no decantador secundário, que deve ser de 1,5h. Porém, este valor não deve ser demasiadamente elevado, pois é possível que ocorra desnitrificação ou anaerobiose do lodo sedimentado, acarretando a flotação e escape de sólidos na unidade.

3.2.5. DIGESTORES DE LODO ANAERÓBIOS

Essas unidades têm a função de estabilizar o lodo não digerido do processo de tratamento de efluentes, conforme mencionado na seção 2.4.2. Além disso, as unidades baseadas em processos biológicos anaeróbios produzem o biogás, que pode ser aproveitado de forma energética e/ou térmica.

O dimensionamento do digestor anaeróbio é feito com base nas vazões de lodo a ser descartado nos outros processos unitários. Ainda, para iniciar o dimensionamento é preciso definir a temperatura de operação do digestor, pois este

fator influencia diretamente no tempo de retenção de sólidos necessário para estabilização, conforme apresentado na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Retenção de Sólidos recomendada em função da Temperatura de Operação

Temperatura de Operação (ºC)	Tempo de Retenção de Sólidos (Θ) (dias)
18	28
24	20
30	14
35	10
40	10

Fonte: Metcalf&Eddy (2013)

Definida a temperatura de operação, é calculado o aporte de sólidos ao digestor com base na eficiência de retenção de sólidos dos decantadores, conforme metodologia dada por Metcalf&Eddy (2013) na Equação 3.14.

$$Massa\ de\ lodo = \frac{Q.(S_0).E}{1000} \qquad (3.14)$$

Onde:

Massa de lodo – Massa de sólidos (Kg SST/d)

Q – Vazão em m³/d

S_0 – Concentração de SST (g/m³)

E – Eficiência de retenção de sólidos (%)

O resultado dessa equação é então convertido em volume, considerando a massa específica do lodo e o percentual de sólidos presentes na mistura, sendo calculado pela Equação 3.15.

$$Volume\ de\ lodo = \frac{Massa\ de\ lodo}{1000\ .\delta.C} \qquad (3.15)$$

Onde:

Volume de lodo – Volume de sólidos (m³/d)

δ – Densidade relativa

C – Concentração de sólidos (%)

Sabendo a vazão de alimentação diária e com o tempo de retenção de sólidos determinado conforme indicação da Tabela 3.4, é possível calcular o volume do reator por meio da Equação 3.16.

$$V = Volume\ de\ lodo.\theta \quad (3.16)$$

Onde:

Volume de lodo – Volume de sólidos (m^3/d)

Θ –Tempo de Retenção de Sólidos (dias)

Mesmo com o objetivo de estabilizar e reduzir o volume de lodo a ser enviado para disposição final, os digestores anaeróbios também são sistemas biológicos, o que envolve a replicação da biomassa, sendo necessário saber a quantidade de lodo a ser descartada para manter o sistema estável. Segundo Metcalf&Eddy (2013), a produção de lodo pode ser dada pela Equação 3.17.

$$P_X = \frac{Q\ .Y.(S_0 - S_f).10^{-3}}{1 + b_H(\theta)} \quad (3.17)$$

Onde:

P_X – Produção de lodo (Kg SSV/d)

Y – Coeficiente de Produção Celular (g SSV / g DQO)

Q – Vazão média (m^3/d)

S_0 – DQO afluente (g/m^3)

S_f – DQO efluente (g/m^3)

Θ – Tempo de retenção de sólidos (dias)

b_H – Coeficiente de decaimento endógeno (Kg SSV/ Kg SSV.d)

Como se trata de um sistema anaeróbio, pode-se esperar a produção de biogás, conforme mencionado na seção 2.4. Dessa maneira, é preciso que seja estimado o

volume de biogás a ser produzido para que as unidades de produção energética ou de queima do gás possuam porte coerente. Segundo Metcalf&Eddy (2013), para realizar essa estimativa,deve-se primeiro calcular a quantidade de metano produzida, dada pela Equação 3.18.

$$V_{CH4} = (0.35)\left[\left(S_0 - S_f\right).Q.10^{-3} - 1{,}42.P_x\right] \quad (3.18)$$

Onde:

V_{CH4} – Volume de metano produzido nas CNTP (L/d)

Q – Vazão média (m^3/d)

S_0 – DQO afluente (g/m^3)

S_f – DQO efluente (g/m^3)

P_X – Produção de lodo (Kg SSV/d)

E com esse dado, utiliza-se a referência de concentração de metano no biogás, que varia de 70 a 80% (CHERNICHARO, 2007), para obter o volume total de gás a ser tratado e queimado.

Com as informações produzidas nesse dimensionamento foi possível calcular as estruturas necessárias, bem como estimar os custos de implantação dos digestores anaeróbios de lodo.

3.3. LEVANTAMENTO DE CUSTOS

O levantamento dos custos dos projetos tem como finalidade a necessidade de comparar economicamente os projetos, pois muitas vezes os projetos de melhor viabilidade técnica não apresentam o retorno esperado pelas empresas de saneamento, acarretando em prejuízos futuros. Dessa forma, se faz necessário levantar os custos de implantação e os custos de natureza operacional, para uma melhor compreensão do projeto ao longo de sua vida útil.

3.3.1. LEVANTAMENTO DE CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO

Para se ter o custo preciso de um determinado projeto é necessário realizar um orçamento detalhado, que tem por base um projeto bem elaborado capaz de minimizar possíveis erros na execução. No entanto, muitas vezes precisa-se ter uma estimativa do custo do projeto no momento de sua concepção, para saber se deve-se prosseguir, mudar a concepção ou até mesmo abandonar a ideia.

Apesar de neste estudo não se ter posse de um projeto detalhado para produzir um orçamento preciso, tem-se o dimensionamento das principais estruturas que compõem o custo de implantação das estações de tratamento de esgoto, os reatores biológicos. Sendo possível utilizar os seus volumes calculados para realizar um orçamento de engenharia com base no sistema unitário de custos.

O sistema de custos unitários é uma ferramenta elaborada atualmente por órgãos públicos e tem como função estabelecer custos referenciais para materiais, equipamentos e mão-de-obra. A Figura 3.3 - Ferramenta de orçamento baseada em sistema unitário de custosexibe um software da empresa *Allsoft* para cálculo de orçamento baseado no sistema de custos unitários, tornando simples o levantamento da parcela da construção civil.

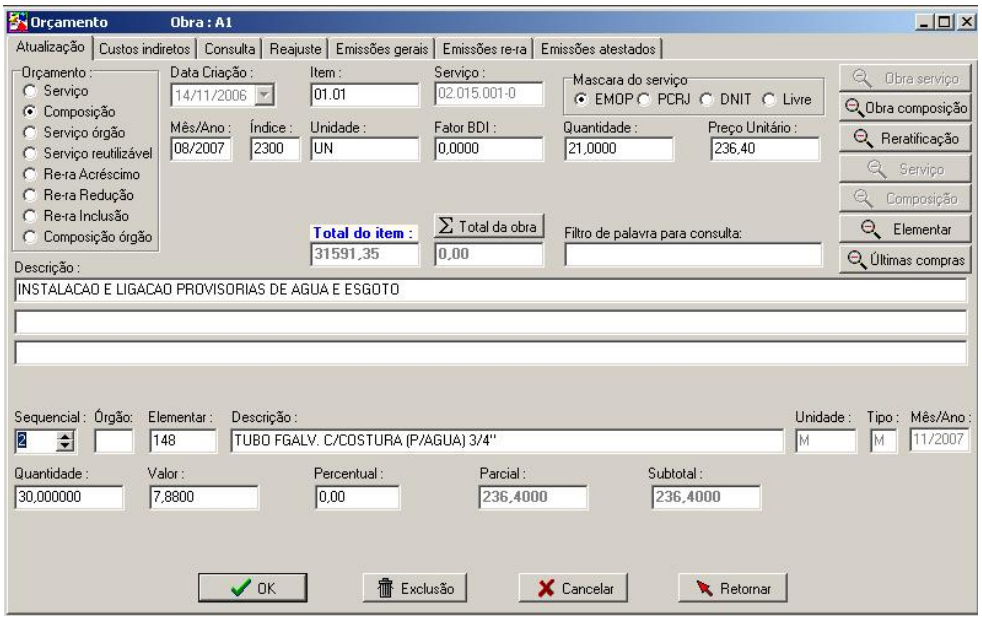


Figura 3.3 - Ferramenta de orçamento baseada em sistema unitário de custos
Fonte: Allsoft (2007)

Para realizar esse orçamento preliminar foi empregado um software de propriedade do Grupo Águas do Brasil, que utiliza a base de dados da Empresa de Obras Públicas do Rio de Janeiro (EMOP – RJ). Esse sistema permite ainda a modificação para outras bases de dados, caso seja modificada a região do empreendimento.

Com essa informação e utilizando a composição de custos de implantação de ETE, conforme mostrado na Tabela 3.5, na qual os componentes do CAPEX são exibidos de forma proporcional ao custo total de investimento, foi possível realizar uma estimativa do custo de implantação para os projetos deste estudo.

Tabela 3.5 - Divisão típica dos itens de investimento como proporção do custo total

Item de Custo	Proporção de Investimento	Descrição
1. Preparação		
1.1 Aquisição do Terreno	Não Incluído	Aquisição da área para implantação
1.2 Infraestrutura	Não Incluído	Estradas de acesso, rede coletora, suprimento de energia, etc.
1.3 Preparo do Terreno	0,5 - 2%	Demolição, terraplanagem, etc.
2. Construção		
2.1 Civil	23-29%	Construção dos Tanques, Prédios, Fundações, etc.
2.2 Mecânica	21-27%	Custo dos equipamentos incluindo a instalação
2.3 Elétrica &Instr.	10-16%	Instrumentação local e equipamentos elétricos
2.4 Tubulações	2-5%	Interconexão de tubulações
2.5 Controle	2-5%	Central de Controle do processo incluindo software, subestação, inversores de frequência, etc.
2.6 Contingência	10-20%	Valor para despesas não previstas
3. *Start-up*	**1-3%**	
3.1 Equipamentos	Incluído no item 3	Equipamentos de laboratório e manutenção, computadores, etc.
3.2 Suprimentos para *Start-up*	Incluído no item 3	Produtos químicos (primeiras cargas), ajustes, cabos, etc.
3.3 Pessoal	Incluído no item 3	Contratação e Treinamento
4. Adicional	**10-20%**	
4.1 Estudos Iniciais	Incluído no item 4	Seleção de sistemas, estudos de viabilidade, avaliação do terreno, etc.
4.2 Projeto e Engenharia	Incluído no item 4	Projeto básico e executivo de engenharia
4.3 Gerenciamento de Projeto	Incluído no item 4	Planejamento e controle de orçamento
4.4 Gerenciamento de Obra	Incluído no item 4	Supervisão local, testes e comissionamento
4.5 Outros	Incluído no item 4	Taxas, seguros, etc.

Fonte: van Haandel& van der Lubbe (2007)

3.3.2. LEVANTAMENTO DE CUSTOS OPERAÇÃO

O custo de operação corresponde aos custos necessários para manter as operações básicas de uma estação de tratamento de esgoto, sendo normalmente relacionado com quatro aspectos principais:

1. Energia Elétrica;
2. Pessoal;
3. Transporte e destinação de resíduos sólidos;
4. Produtos Químicos (polímeros, coagulantes, etc.).

Para o dimensionamento dos custos com energia elétrica foram levantadas as potências consumidas pelos equipamentos mecânicos presentes em cada faixa de projeto proposta neste estudo. Os dados são oriundos de um software de manutenção de propriedade do Grupo Águas do Brasil, onde existe cadastro completo de todos os equipamentos mecânicos da empresa.

Com a potência consumida estimada para os equipamentos mecânicos da unidade, foi calculado o consumo energético com base na tarifa de energia do estado do Rio de Janeiro para os horários de ponta e fora de ponta.

Considerando que as unidades contam com automação de nível básico, foi necessária a inclusão de custos com operadores e ajudantes para realização dos serviços diários da ETE. Em um quadro normal, são considerados quatro operadores em turnos de 12 h / 36 h e dois ajudantes para os turnos diurnos alternadamente. O valor da folha salarial utilizado para os colaboradores mencionados foi retirado das bases de dados de recursos humanos do Grupo Águas do Brasil.

O transporte e destinação dos resíduos sólidos do tratamento de esgoto é uma parcela importante da composição dos custos operacionais, pois esse custo apresenta larga variação dependendo das localidades. Essa parcela é proporcional à massa de lodo a ser disposta em aterro e à distância a ser transportada. Os dados utilizados para o dimensionamento desse custo foram uma média dos praticados hoje pelo Grupo Águas do Brasil.

Nos processos de tratamento biológico de esgoto os produtos químicos utilizados são basicamente coagulantes e polímeros, que possuem a função de aglutinar as

partículas em suspensão. Para o efeito deste estudo foi considerada a aplicação de produtos químicos apenas para desidratação de lodo e o custo foi obtido com base no cadastro de fornecedores do Grupo Águas do Brasil.

3.4. METODOLOGIA DE ANÁLISE ECÔNOMICA

A análise econômica foi realizada utilizando a metodologia de fluxo de caixa com aplicação dos indicadores de investimento de valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e *payback* corrigido. Para realizar esse estudo foi necessário utilizar como dados de entrada os valores obtidos no item 3.3, referentes aos custos para implantação do sistema com o aproveitamento de biogás e os custos para operação.

Além disso, como forma de garantir maior proximidade à aplicação real do projeto, foram utilizadas as tarifas praticadas para coleta e tratamento de esgoto em cidades nas faixas de população do estudo. Espera-se, dessa maneira, poder indicar a viabilidade de implantação do sistema e a sustentabilidade do modelo de negócio.

Foi feita uma composição de custos e receitas da seguinte maneira:

- Custos de Implantação:
    - Execução do Projeto – Construção, Equipamentos, etc.
- Custos Operacionais:
    - Energia Elétrica;
    - Tratamento e Disposição de Lodo;
    - Recursos Humanos.

- Receitas:
    - Arrecadação por meio da tarifa de tratamento de esgoto cobrada pelas concessionárias de saneamento;
    - Redução indireta do consumo de energia pela implantação do projeto.

Para isso, são apresentados nos próximos itens os conceitos de fluxo de caixa, VPL, TIR e *payback*.

3.4.1. FLUXO DE CAIXA

O fluxo de caixa pode ser entendido como uma representação das entradas e saídas de unidades monetárias de uma determinada empresa ou projeto, também chamado de diagrama de fluxo de caixa. Este diagrama é traçado a partir de um eixo horizontal que indica a escala dos períodos de tempo. O número de períodos considerado no diagrama é definido como o horizonte de planejamento correspondente à alternativa analisada (OLIVEIRA, 1982).

Em outras palavras, o fluxo de caixa de um projeto é, portanto, um quadro onde são alocadas, ao longo da vida útil do projeto, a cada instante de tempo, as saídas (custos) e entradas (receitas) de capitais (CURY, 2011).

A Figura 3.4 mostra a representação de um fluxo de caixa com horizonte de tempo n, onde os vetores apontados para cima são referentes às entradas de unidades monetárias no caixa e os que apontam para baixo representam as saídas, devendo posteriormente ser realizado balanço para verificação da saúde financeira do projeto.

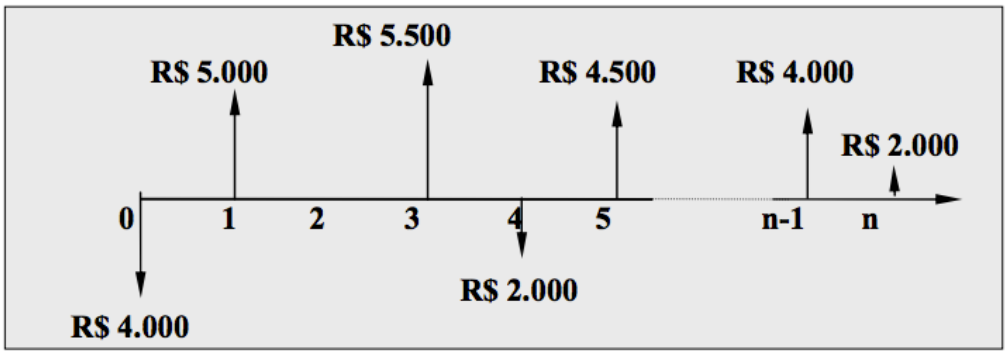


Figura 3.4– Representação Esquemática de Fluxo de Caixa
Fonte:Quintella, 2011.

A partir deste diagrama podem ser realizadas análises mais complexas sobre a viabilidade de um investimento com os métodos descritos nas seções seguintes.

3.4.2. VALOR PRESENTE LÍQUIDO – VPL

A primeira referência sobre o tema é de 1958 e foi feita por Hirshleifer, que definiu o conceito de valor presente líquido (VPL) de um projeto como a soma dos valores presentes de cada um dos fluxos de caixa – tanto positivos como negativos – que

ocorrem durante a vida do projeto. Esta ferramenta é uma das mais utilizadas para tomada de decisão em projetos de investimento que apresentem a mesma duração.

Kassai et. al. (2000) reforçam que o VPL é uma das melhores metodologias e a mais indicada como ferramenta para analisar projetos de investimentos, pois além de trabalhar com os fluxos de caixa descontados, tem consistência matemática e o seu resultado revela a riqueza absoluta do investimento. O indicador financeiro pode ser calculado conforme mostrado na Equação 3.19.

$$\text{VPL} = \sum_{t=0}^{n} \frac{\text{Fluxo de Caixa}_t}{(1+i)^t} \qquad (3.19)$$

Onde:

VPL – Valor Presente Líquido ($)

Fluxo de Caixa – Somatório entre as entradas e saídas do caixa ($)

t – Período (anos ou meses)

i – Taxa de Juros (%)

n – Tempo total do Projeto (anos ou meses)

Caso o resultado dessa equação seja positivo, então a soma na data 0 de todos os capitais dofluxo de caixa será maior que o valor investido. Como se trabalha com estimativas futuras de um projeto de investimento, pode-se dizer que o capital investido será recuperado, que será remunerado à taxa de juros que mede o custo de oportunidade do capital e que o projeto irá gerar um lucro extra, na data 0, igual ao VPL (LAPPONI, 1996).

No entanto, a principal desvantagem desse método é a dificuldade na identificação da taxa de juros a ser utilizada, pois muitas vezes é obtida de forma complexa ou até mesmo subjetiva.

3.4.3. TAXA INTERNA DE RETORNO – TIR

A TIR é uma taxa de juros implícita em uma série de pagamentos (saídas) e recebimentos (entradas), que tem a função de descontar um valor futuro ou aplicar o fator de juros sobre um valor presente, conforme o caso, para trazer ou levar cada

valor do fluxo de caixa para uma data focal (data base de comparação de valores correntes de diversas datas). Geralmente, adota-se a data de início da operação – momento zero – como a data focal de comparação dos fluxos de caixa (NETO, 2006). A soma das saídas deve ser igual à soma das entradas, em valor da data focal, para se anularem (HOJI, 2006). Dessa forma, a TIR é a taxa na qual a equação apresentada no item 3.4.2 para o cálculo do VPL é igual a zero, conforme apresentado na Equação 3.20.

$$\text{VPL} = 0 = \text{Invest. Inicial} + \sum_{t=0}^{n} \frac{\text{Fluxo de Caixa}_t}{(1+\text{TIR})^t} \qquad (3.20)$$

Onde:

VPL – Valor Presente Líquido ($)

Fluxo de Caixa – Somatório entre as entradas e saídas do caixa ($)

t – Período (anos ou meses)

n – Tempo total do Projeto (anos ou meses)

Invest. Inicial – Valor utilizado no início do projeto ($)

TIR – Taxa Interna de Retorno (%)

Este métodoé bastante difundido na análise de investimento e apresenta os seguintes critérios para aceitar ou rejeitar um determinado projeto:

- Se a TIR for maior que o custo de capital (taxa mínima de atratividade), aceita-se o projeto;
- Se for menor, rejeita-se o projeto.

Esse critério garante que a empresa esteja obtendo, pelo menos, sua taxa requerida de retorno. Tal resultado deveria aumentar o valor de mercado da empresa e, consequentemente, a riqueza dos seus proprietários (GITMAN, 2002).

Ainda, ao se analisar duas alternativas econômicas com TIR diferentes, a que apresentar maior taxa comparada à taxa mínima de atratividade representará o investimento que proporcionará o maior retorno. Ao se comparar a TIR de dois projetos com valores de investimento diferentes entre si deve-se ter o cuidado de utilizar outras ferramentas de análise econômica para colocá-las na base, uma vez que o método não contempla essa abordagem.

E, conforme Hoji (2006), é importante lembrar que a TIR não deve ser confundida com a taxa mínima de atratividade que o valor investido deverá proporcionar para que o investimento seja interessante.

3.4.4. PAYBACK

A metodologia de "*Payback*" para análise de investimento indica o período no qual se obterá o retorno do capital utilizado para realização de um determinado projeto. Das três metodologias aplicadas neste trabalho esta é a de cálculo mais simples, e pode ser feita de duas maneiras:

- *Payback* simples: nominal, se calculado com base no fluxo de caixa com valores nominais;
- *Payback* descontado: presente líquido, se calculado com base no fluxo de caixa com valores trazidos ao valor presente líquido.

A primeira forma de cálculo, pela sua simplicidade, apresenta doispontos fracos, pois não considera o valor do dinheiro no tempo (LAPPONI, 2000) e exige um limite arbitrário de tempo para a tomada de decisão (ROSS, WESTERFIELD e JORDAN, 1998), o que acaba mostrando fragilidade para o processo de decisão e consequentemente passa a ser menos utilizada.

Dessa forma, com intuito de obter um resultado mais significativo épossível incluir o custo de oportunidade no cálculo do *payback*, resultando no que se convenciona chamar de *payback* descontado (LAPPONI, 2000), que passa a ser ligeiramente mais interessante para tomadas de decisão e será empregado neste estudo. O *payback* descontado pode ser calculado utilizando a Equação 3.21 a seguir e resolvendo para o tempo em que o VPL é igual a zero.

$$\text{VPL} = 0 = \text{Invest. Inicial} + \sum_{t=0}^{\text{Payback}} \frac{\text{Fluxo de Caixa}_{\text{Payback}}}{(1+i)^{\text{Payback}}} \quad (3.21)$$

Onde:

VPL	– Valor Presente Líquido (R$)
Fluxo de Caixa	– Somatório entre as entradas e saídas do caixa (R$)
Payback	– Período de retorno do investimento (anos ou meses)
i	– Taxa de Juros (%)
Invest. Inicial	– Valor utilizado no início do projeto (R$)

Mesmo assim, dada as suas limitações e não obstante a sua simplicidade é muito mais provável que as empresas empreguem o período de *payback* de um investimento como uma norma auxiliar na tomada de decisões sobre investimentos utilizando-o seja como um parâmetro limitador (prazo máximo de retorno) sobre a tomada de decisões, seja para escolher entre projetos que tenham desempenho igual em relação à regra básica de decisão (DAMODARAN, 2002).

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. LEVANTAMENTO DE DADOS DE POPULAÇÃO E PRODUÇÃO DE ESGOTO

Um levantamento de consumo de água e produção de esgoto foi feito realizando consulta ao SNIS, o qual apresenta uma ampla diversidade de informações sobre o saneamento no Brasil. Com o objetivo de estudar os municípios com população entre 50 mil e 550 mil habitantes do Brasil, foram analisados dados de 473 cidades que apresentavam distribuição de água e coleta de esgoto, conforme apresentado na Tabela 4.1. Ressaltando que, nesse estudo foram considerados os munícipios em sua totalidade.

Tabela 4.1 - Municípios analisados na base de dados do SNIS

Faixa de população	Municípios Analisados	
	Total	%
400 a 550 mil hab.	20	4
300 a 399 mil hab.	19	4
200 a 299 mil hab.	52	11
100 a 199 mil hab.	138	29
50 a 99 mil hab.	244	52
Total	**473**	**100**

Foi necessário excluir da análise os municípios que apresentavam dados incompatíveis com as faixas de população, pois como a base de dados é alimentada com informações autodeclaradas das concessionárias de saneamento, podem ter ocorridos falhas no preenchimento dos formulários da pesquisa.

A Tabela 4.2 mostra o resultado do levantamento com a média e o desvio padrão para o consumo de água e a produção de esgoto para cada faixa de população. As faixas de consumo per capita de água encontradas apresentam diferenças pouco expressivas, quando comparadas às propostas no estudo de von Sperling (2005)e mostradas na Tabela 3.1. No entanto, o consumo de água foi analisado para outras faixas de população que não constavam no estudo anterior, podendo servir de referência para futuros projetos no Brasil.

Tabela 4.2 - Relação entre o consumo de água e a produção de esgoto

Faixa de população	Consumo de água (l/hab.d)		Produção de esgoto (l/hab.d)		Relação entre o consumo de água e produção de esgoto
	Média	Desv. Padrão	Média	Desv. Padrão	
400 a 550 mil hab.	179	55	158	62	88%
300 a 399 mil hab.	168	34	147	33	88%
200 a 299 mil hab.	163	40	136	40	84%
100 a 199 mil hab.	153	57	135	59	89%
50 a 99 mil hab.	150	52	134	64	90%

A produção per capita de esgoto não possuía valores descritos por faixas populacionais na literatura, sendo usualmente adotado o coeficiente de retorno da ordem de 80%, conforme previsto na NBR 9.649/1986. Porém, pode ser observado na Tabela 4.2 que a relação entre o consumo de água e a produção de esgoto foi superior a 84%, chegando até 90% para a maior faixa populacional, podendo ser adotado como novo referencial em projetos de redes coletoras, na ausência de dados específicos.

É importante lembrar que os dados são referentes a redes de coleta de esgotos que sofrem cronicamente com infiltrações, dependendo do tipo de material utilizado e do solo nas quais foram assentadas. Dessa forma, pode ser considerada inclusa nos valores de produção per capita de esgoto a parcela referente à infiltração na rede.

Para que possa ser quantificada a receita obtida com os projetos de tratamento de esgoto propostos, foi levantado em diversas concessionárias o valor referente à parcela cobrada para o tratamento de esgoto, conforme mostrado na Tabela 4.3. Os valores cobrados por metro cúbico de esgoto tratado apresentam pouca discrepância entre si. Dessa forma, foi feita a opção por se considerar a média de R$ 2,30/m³ de esgoto tratado para o desenvolvimento do estudo econômico.

Ainda, para garantir a relevância desse estudo comparativo foi realizado um trabalho paralelo do Grupo Águas do Brasil com outras empresas do setor de saneamento público, com participação da UFMG (Universidade Federal de Minas Gerais) e já publicado em um workshop no mês de agosto de 2016, no qual foi levantado o número de estações de tratamento de esgoto já implantadas e o tipo de tratamento

nelas adotado. Foram inventariadas 1.667 ETE de 22 empresas e/ou grupos de saneamento, distribuídas por tipo de tratamento na Figura 4.1.

Tabela 4.3 - Tarifas referentes ao esgoto em diversas concessionárias – Ano base 2015

Concessionária	Tarifa (R$/m³)
Águas de Araçoiaba	1,79
Águas do Paraíba	2,80
Águas de Nova Friburgo	2,38
Águas de Niterói	2,41
Águas do Imperador	2,13
Águas das Agulhas Negras	1,62
SANEPAR - Curitiba	2,28
SANEPAR - Demais localidades	2,14
SABESP - Região Metropolitana	2,24
SANASA	2,30
COPASA	2,51
CEDAE - Região Central do Rio de Janeiro	3,03
Média	**2,30**

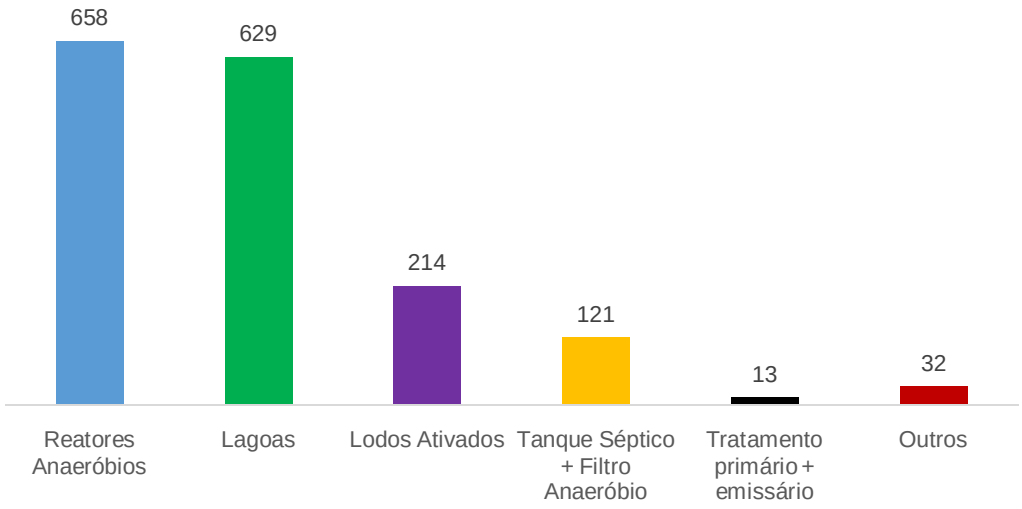


Figura 4.1 - Quantidade de ETE por tipo de Tratamento
Fonte: Adaptado de Chernicharo et al. (2016)

Nesse estudo foram também separadas as unidades de tratamento por equivalente populacional, de forma a verificar as aplicações de cada processo em relação ao porte dos empreendimentos (Figura 4.2).

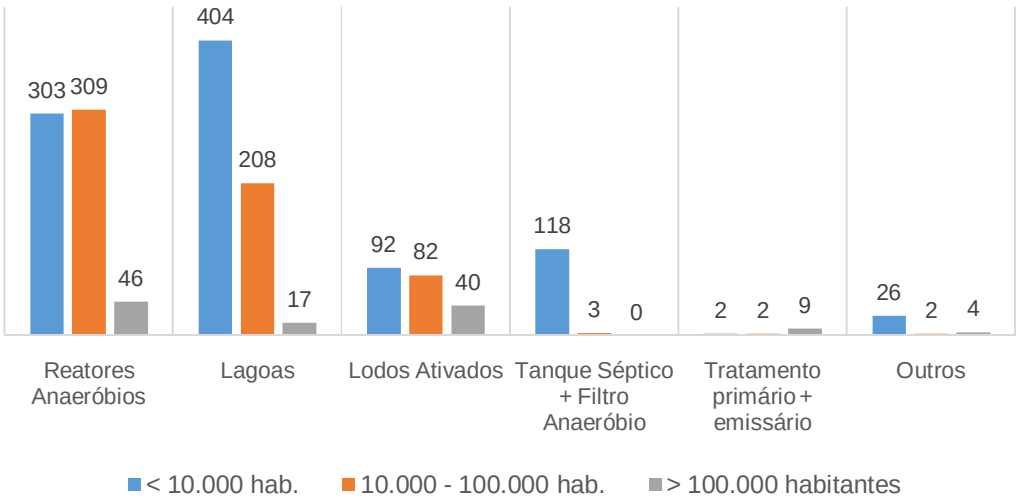


Figura 4.2 - Quantidade de estações por tipo e porte
Fonte: Adaptado de Chernicharo et al. (2016)

Além disso, em estudo realizado no ano de 2016 pela Agência Nacional das Águas (ANA) foi elaborado o Atlas de Despoluição das Águas (ANA, 2016). Nesse trabalho foram inventariadas 2.562 ETE, sendo que 982 possuíam reatores UASB em suas linhas de tratamento, o que evidencia a alta aceitação da tecnologia no Brasil. Visto que o índice de cobertura de tratamento de esgoto ainda está próximo de 40%, existe um largo horizonte para o crescimento da tecnologia.

É importante ressaltar a aceitação da tecnologia de tratamento com reatores UASB, que no último censo realizado pelo IBGE em 2008 apresentava cerca de 188 unidades e hoje, no estudo feito pela Agência Nacional das Águas (2016), já são 982 unidades instaladas no país.

Dessa forma, é razoável acreditar que a proposta deste estudo de explorar as linhas de tratamento aeróbio com digestão anaeróbia de lodo e de reatores UASB seguidos de polimento aeróbio está alinhada com o atual cenário do saneamento no Brasil.

4.2. DIMENSIONAMENTO DAS UNIDADES

O dimensionamento das unidades de tratamento para os processos de tratamento em reator UASB seguido de polimento em lodos ativados e tratamento em Lodo Ativado com digestão anaeróbia de lodo foi realizado conforme descrito no item 3.2 da metodologia.

A qualidade do efluente final adotada foi a necessária para atender aos parâmetros de lançamento da legislação ambiental do Rio de Janeiro (INEA NT 202. R10 e DZ 215. R4), na qual é preciso atender a uma DBO < 40 mg/L, SST < 40 mg/L e NH_4^+< 5 mg/L para o padrão secundário.

Com essa informação, foi adotada uma idade do lodo de 7 dias para o processo de lodo ativado com digestão anaeróbia por conferir segurança operacional e, conforme mostrado na Tabela 3.3,ser suficiente para realizar a nitrificação nas condições climáticas brasileiras. Já o digestor foi dimensionado para uma idade do lodo de 15 dias, visando otimizar a demanda por área do processo.

A rota de tratamento que utiliza os reatores UASB foidimensionada visando manter as velocidades ascensionais sempre inferiores a 0,7m/h, para evitar possíveis arrastes de lodo, e TDH igual ou superior a 7 horas, conforme sugerido na ABNT 12.209/11. O reator aeróbio na sequência foi dimensionado para idade do lodo de 15 dias, com o objetivo de realizar o polimento do efluente do UASB e apresentar uma menor produção de lodo.

Os demais detalhes do dimensionamento de ambas as rotas de tratamento podem ser conferidos no Anexo I para cada escala de tratamento de esgoto proposta nesse trabalho.

A Tabela 4.4 mostra o resumo dos valores de volume e área obtidos pela metodologia, na qual é possível notar a maior necessidade de área para implantação e de volume reacional para os reatores UASB seguidos de lodo ativado. Essa diferença está diretamente relacionada com a necessidade de tempos de detenção mais elevados para o sistema de reator UASB com lodo ativado, se comparado com apenas o processo aeróbio. A taxa de ocupação do terreno utilizado para implantação foi de 40% para os cálculos.

Por outro lado, os custos operacionais dos sistemas com reator UASB seguidos de lodo ativado costumam ser inferiores aos dos processos apenas aeróbios, uma vez que o processo anaeróbio consome grande parte da matéria orgânica. A Tabela 4.5 mostra a produção de lodo e os requisitos de aeração de cada sistema proposto, principais responsáveis pelas diferenças nos custos operacionais.

Tabela 4.4 - Resumo dos Dimensionais dos Processos Estudados

		UASB + Lodo Ativado		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia de Lodo	
População (habitantes)	Vazão (L/s)	Área para implantação (m²)	Volume Reacional (m³)	Área para implantação (m²)	Volume Reacional (m³)
50.000	78	3.012	6.332	2.547	4.739
100.000	156	6.060	12.790	5.267	9.781
200.000	315	12.166	25.720	10.117	18.703
300.000	510	19.989	41.897	15.451	28.533
400.000	731	28.443	59.999	22.090	40.656
500.000	914	35.554	74.998	28.566	52.660

Tabela 4.5 - Produção de lodo e requisitos de Aeração

		UASB + Lodo Ativado		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia	
População (habitantes)	Vazão (L/s)	Produção de Lodo (t/d)	Requisitos de Aeração (m³ ar/h)	Produção de Lodo (t/d)	Requisitos de Aeração (m³ ar/h)
50.000	78	4,09	4.607	4,47	4.904
100.000	156	8,20	9.259	8,21	9.843
200.000	315	16,42	18.608	16,43	19.749
300.000	510	25,04	29.403	25,28	30.964
400.000	731	33,94	41.192	37,58	43.132
500.000	914	42,42	51.490	46,89	53.873

Usualmente espera-se que a produção de lodo nos sistemas apenas aeróbios sejam superiores aos sistemas que possuem processos anaeróbios, porém, nesse caso, a diferença está na digestão de lodo adotada em conjunto com o tratamento de lodo ativado. A digestão anaeróbia de lodo é capaz de digerir parte dos sólidos voláteis e reduzir o volume final de lodo para disposição. Ainda, a produção de lodo apresentada é referente a quantidade a ser disposta em aterro com 20% de concentração de sólidos secos.

Os resultados obtidos nesse dimensionamento são a base para realizar o orçamento de custo de construção dos reatores e aplicação do modelo sugerido no item 3.3.1, além do dimensionamento dos custos operacionais das unidades de tratamento de esgoto.

4.3. LEVANTAMENTO DOS CUSTOS

4.3.1. CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO

De posse dos dimensionais dos reatores projetados no item 4.2 foi possível realizar o orçamento dos tanques com base nos custos unitários informados pela Tabela EMOP-RJ, sendo consideradas as fundações, o volume de concreto, a quantidade de aço e as horas trabalhadas pelos trabalhadores da construção civil. Com esse resultado foi possível aplicar o modelo proposto na Tabela 3.5 e obter a estimativa de custo apresentada naTabela 4.6.

Tabela 4.6 - Estimativa de Custo de Implantação

		UASB + Lodo Ativado		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia	
População (habitantes)	Vazão (L/s)	Custo de Implantação (R$)	Custo Unitário (R$/L/s)	Custo de Implantação (R$)	Custo Unitário (R$/L/s)
50.000	78	14.132.888	182.251	11.848.465	152.792
100.000	156	28.320.624	181.252	23.753.536	152.023
200.000	315	56.952.025	180.906	47.759.437	151.706
300.000	510	92.024.225	180.292	76.936.919	150.734
400.000	731	131.783.029	180.159	109.625.453	149.868
500.000	914	164.193.083	179.573	136.351.191	149.123

Os custos de implantação apresentados para as estações de tratamento foram compatíveis com os observados em projetos recentes do Grupo Águas do Brasil para a escala de até 200.000 habitantes, ou 315 L/s. Considerando a aderência do modelo às escalas mencionadas e observando a variação do custo unitário por capacidade instalada, que está associada à economia de escala, é factível aceitar as estimativas previstas de custo para implantação. A tabela EMOP utilizada para o levantamento de custos da parte civil foi a do mês de março e ano base 2015.

A Tabela 4.7 mostra os custos unitários de implantação das estações de tratamento relativos ao número de habitantes atendidos pela unidade, sendo possível perceber um aumento de custo à medida que as populações crescem. Essa tendência está relacionada com o acréscimo de vazão, que não exatamente linear entre as populações contribuintes para a ETE.

Tabela 4.7–Custo de Implantação por Habitante

	UASB + Lodo Ativado	Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia
População (habitantes)	**Custo Unitário (R$/hab.)**	**Custo Unitário (R$/hab.)**
50.000	283	237
100.000	283	238
200.000	285	239
300.000	307	256
400.000	329	274
500.000	328	273

Dentro dessas estimativas mostradas na Tabela 4.6 não estão previstos os custos com a linha de gás, que foram calculados em separado por não serem usuais em estações de tratamento convencionais, sendo muitas vezes considerados como projetos especiais.Para o dimensionamento dos custos com a linha de gás para produção de energia foi calculado o volume de metano produzido diariamente por cada uma das rotas de tratamento de esgoto proposta. O volume foi normalizado para produção horária e a capacidade de produção energética foi calculada utilizando o Poder Calorífico Inferior (PCI) do metano que é de 9,96 kWh/m³ (SANTOS, 2000). Os resultados podem ser observados na Tabela 4.8.

Tabela 4.8 - Produção de Biogás e Capacidade de Produção de Energia

		UASB + Lodo Ativado		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia	
População (habitantes)	**Vazão (L/s)**	**Produção de Metano (m³/d)**	**Capacidade de Produção Energética (kWh)**	**Produção de Metano (m³/d)**	**Capacidade de Produção Energética (kWh)**
50.000	78	510	212	375	156
100.000	156	1.020	423	752	312
200.000	315	2.040	846	1.509	626
300.000	510	3.059	1.270	2.264	940
400.000	731	4.079	1.693	3.002	1.246
500.000	914	5.099	2.116	3.765	1.562

É importante lembrar nesse ponto, que apesar dos altos volumes de metano produzidos diariamente nos reatores UASB, a confecção dos tanques ainda deixa bastante a desejar e é comum a ocorrência de vazamentos do gás nos reatores. No entanto, mesmo que sejam descontadas parcelas referentes a vazamentos e ao gás

que solubiliza no efluente, a produção de metano nos reatores UASB é superior ao produzido pelos sistemas de digestão anaeróbia.

A produção maior de metano dos reatores UASB também se deve à natureza do substrato utilizado, pois o esgoto doméstico possui maior fração de matéria orgânica biodisponível e biodegradável do que os lodos utilizados no digestor anaeróbio de lodo. Esse quadro pode se reverter caso seja considerado o recebimento de resíduos de óleos e graxas externos a ETE para os digestores anaeróbios.

Após o cálculo da possível potência produzida por cada rota de tratamento de esgoto, foi realizado o levantamento dos custos para implantação da linha de gás para produção de energia. Foram considerados motores de combustão interna por apresentarem maior eficiência na conversão de energia e os custos foram dimensionados com base no trabalho de Valente (2015), conforme dados apresentados na Figura 4.3.

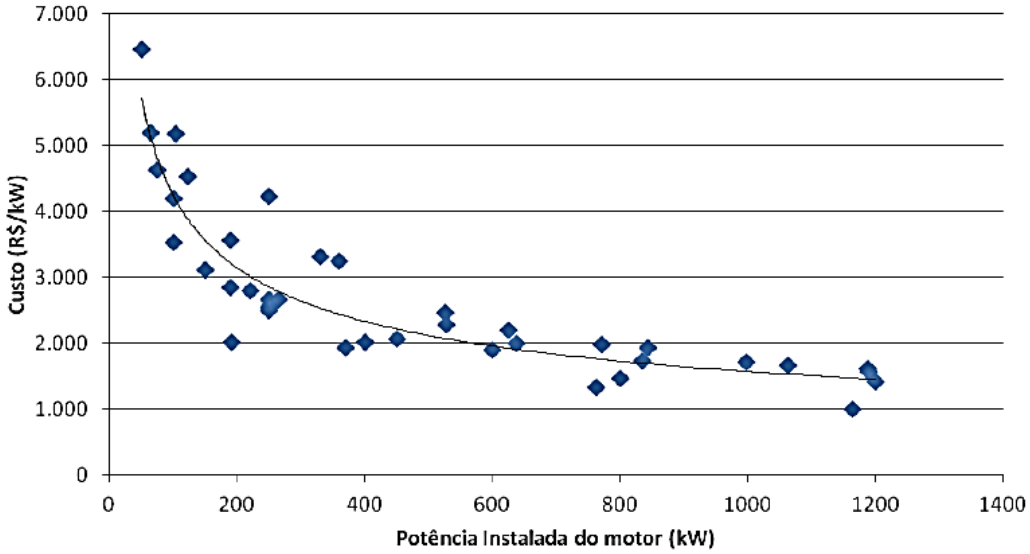


Figura 4.3– Projeção de Custo dos Motores de Combustão Interna (R$/kWh)
Fonte: VALENTE (2015)

Com base nessa curva foram calculados os custos referentes aos motores necessários para produção de energia. Além disso, Valente (2015) também apresenta os custos referentes aos outros itens que compõem a linha de gás, como os lavadores de gases, o gasômetro e compressores, em proposta da Albretch de 2013. Os valores foram corrigidos utilizando o Índice Nacional de Preços ao Consumidor Amplo – IPCA para o ano de 2015, que apontava um valor acumulado

de 8,13%.As Tabela 4.9eTabela 4.10 apresentam os custos relativos aos componentes da linha de gás para o sistema de produção de energia.

Tabela 4.9 - Custo da Linha de Gás para o sistema com reator UASB

		UASB + Lodo Ativado				
População (habitantes)	**Vazão (L/s)**	**Lavador de Gases (R$)**	**Gasômetro (R$)**	**Compressores (R$)**	**Motores (R$)**	**Total (R$)**
50.000	78	316.172	286.545	54.065	1.100.000	**1.756.782**
100.000	156	362.884	416.301	64.878	1.440.000	**2.284.063**
200.000	315	419.544	486.585	103.805	3.200.000	**4.209.934**
300.000	510	438.448	832.601	136.557	4.160.000	**5.567.606**
400.000	731	479.515	632.561	170.543	5.200.000	**6.482.619**
500.000	914	520.583	632.561	204.528	6.630.000	**7.987.672**

Tabela 4.10 -Custo da Linha de Gás para o sistema com Digestão Anaeróbia de Lodo

		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia				
População (habitantes)	**Vazão (L/s)**	**Lavador de Gases (R$)**	**Gasômetro (R$)**	**Compressores (R$)**	**Motores (R$)**	**Total (R$)**
50.000	78	316.172	286.545	54.065	810.000	**1.466.782**
100.000	156	362.884	286.545	64.878	1.320.000	**2.034.307**
200.000	315	419.544	416.301	103.805	2.080.000	**3.019.650**
300.000	510	438.448	486.585	136.557	2.470.000	**3.531.590**
400.000	731	479.515	632.561	170.543	3.250.000	**4.532.619**
500.000	914	520.583	632.561	204.528	4.160.000	**5.517.672**

Para o estudo econômico foi considerada uma manutenção/substituição dos motores de combustão interna a cada 5 anos, conforme é recomendado por fabricantes como a GE ou GUASCOR.

4.3.2. CUSTOS OPERACIONAIS

Com os valores necessários para implantação de todos os sistemas na ETE, passou-se à próxima etapa de dimensionamento dos custos operacionais, sendo levantados os custos de energia, transporte e disposição de lodo e produtos químicos necessários ao tratamento.

Os custos de energia foram obtidos utilizando os dados fornecidos pelos fabricantes de bombas, sopradores, adensadores, decanters centrífugos, e equipamentos diversos, podendo ser citados os seguintes fabricantes:

- Bombas – ABS SULZER, NETZSCH e KSB;
- Sopradores – KAESER;
- Adensadores e Decanters Centrífugos – ALFA LAVAL;
- Outros equipamentos – PROMINAS, JACTO CLEAN e SIGMA.

Dessa forma, foi adotado o equipamento que se enquadrava nas linhas de fluxo dos processos de tratamento propostos e listada a potência consumida com o total de horas de funcionamento, sendo possível conferir a planilha completa no Anexo II.

A tarifa de energia adotada foi de R$ 0,63707 por kWh consumido, que é a média da faixa de consumo da bandeira verde, onde se encontram a maior parte das estações de tratamento de esgoto de propriedade do Grupo Águas do Brasil para o ano base de 2016.

O custo com transporte e disposição de lodo foi calculado utilizando como base os dados mostrados na Tabela 4.5, onde já estava considerada a quantidade de material desidratado, com 20% de sólidos.

O custo atual pago nas concessionárias do Grupo Águas do Brasil é de aproximadamente R$ 210,00 por tonelada disposta no aterro. Este valor médio tem sofrido acréscimos, principalmente no estado do Rio de Janeiro, onde muitos aterros têm sido desativados e a distância até novos aterros fica cada vez maior.

Os produtos químicos considerados nesse trabalho foram basicamente floculantes utilizados no processo de adensamento e desaguamento do lodo, sendo utilizada uma média de 4 kg por tonelada de lodo desaguado a um custo de R$ 15,30 por kg de polímero.

Os recursos humanos considerados foram os operadores necessários para o funcionamento da ETE e os ajudantes para auxiliar na manutenção dos serviços. Como existem dois sistemas dentro da unidade, a ETE e o sistema produtor de energia, foram considerados um operador para cada em turnos de 12/36h com ajudantes nos períodos diurnos. Para os projetos acima de 315 L/s foram

considerados 4 ajudantes nos períodos diurnos, pois a área a ser coberta pelo operador passa a ficar muito extensa.

A remuneração com os encargos necessários para o operador é de R$ 3.079,20 e para os ajudantes de R$2.256,00, conforme base de dados do Grupo Águas do Brasil.

Dessa forma, foram condensadas as informações sobre os custos operacionais nos sistemas de tratamento propostos neste trabalho nas Tabela 4.11 e Tabela 4.12.

Tabela 4.11 - Custos Operacionais do Sistema de Lodo Ativado com Digestão Anaeróbia de Lodo

		Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia				
População (habitantes)	**Vazão (L/s)**	**Energia (R$/ano)**	**Lodo (R$/ano)**	**Produtos Químicos (R$/ano)**	**Recursos Humanos (R$/ano)**	**Total (R$/ano)**
50.000	78	1.633.737	349.176	20.379	349.747	**2.353.039**
100.000	156	3.193.232	641.798	37.457	349.747	**4.222.233**
200.000	315	5.533.736	1.284.289	74.954	349.747	**7.242.725**
300.000	510	8.877.097	1.976.416	115.347	403.891	**11.372.751**
400.000	731	12.222.615	2.938.230	171.481	403.891	**15.736.217**
500.000	914	15.676.832	733.132	213.935	403.891	**17.027.790**

Tabela 4.12 - Custos Operacionais do Sistema de reator UASB seguido de Lodo Ativado

		UASB + Lodo Ativado				
População (habitantes)	**Vazão (L/s)**	**Energia (R$/ano)**	**Lodo (R$/ano)**	**Produtos Químicos (R$/ano)**	**Recursos Humanos (R$/ano)**	**Total (R$/ano)**
50.000	78	1.302.467	319.990	18.675	349.747	**1.990.879**
100.000	156	2.542.960	640.881	18.675	349.747	**3.552.264**
200.000	315	4.846.656	1.283.583	18.675	349.747	**6.498.662**
300.000	510	8.040.556	1.957.784	18.675	403.891	**10.420.907**
400.000	731	11.019.736	2.653.522	18.675	403.891	**14.095.825**
500.000	914	12.561.932	3.316.903	18.675	403.891	**16.301.402**

Nessa etapa foram também quantificadas as receitas possíveis de se obter com os sistemas de tratamento de esgoto e os custos evitados com a produção de energia

in loco. Foi utilizado o valor médio obtido na Tabela 4.3 para calcular a receita com o tratamento de esgoto em função da quantidade de metros cúbicos tratados.

O custo evitado foi quantificado utilizando o potencial de produção energético do sistema e a tarifa de energia adotada para o dimensionamento dos custos operacionais. ATabela 4.13 mostra o resumo das receitas e dos custos evitados para ambos os sistemas de tratamento propostos.

Tabela 4.13 - Resumo das Receitas e Custos evitados com a Geração de Energia

		Custo evitado com a Geração de Energia	
População (habitantes)	Receita (R$/ano)	UASB (R$/ano)	Digestão Anaeróbia (R$/ano)
50.000	5.660.428	448.768	330.071
100.000	11.320.856	944.774	696.702
200.000	22.859.421	1.984.025	1.468.080
300.000	37.010.492	2.976.038	2.202.507
400.000	53.048.372	3.968.050	2.919.840
500.000	66.328.607	4.960.063	3.661.971

4.4. RESULTADOS DA ANÁLISE ECONÔMICA

Após o dimensionamento dos custos de implantação da ETE e do sistema produtor de energia, dos custos operacionais e da receita esperada, foi possível realizar a análise econômica com os métodos propostos no item 3.4.

O primeiro método, o valor presente líquido (VPL), representa o retorno financeiro obtido pelo projeto após um determinado período de tempo. Como o dinheiro sofre variações ao longo do tempo, é necessário adotar uma taxa de juros que represente os interesses do investidor, para que seja possível corrigir os fluxos para o valor presente. A taxa de juros adotada foi de 12% a.a., sendo esse número utilizado como prática nas análises do setor de saneamento.

Além disso, é necessário prever um horizonte temporal para realizar a análise, uma vez que o investidor ou a concessionária de saneamento deseja saber o retorno esperado com o projeto. A maior parte dos contratos de concessão no setor privado tem duração média de 30 anos, podendo ser prorrogados caso seja desejo do ente público. No caso das concessionárias públicas, o prazo é ainda mais extenso, por se tratarem de empresas do próprio governo.

Dessa forma, foi estabelecido um horizonte de 15 anos para o projeto, por ser inferior ao prazo de duração de um contrato de concessão e o suficiente para realização de novos investimentos em expansão da unidade, em função do crescimento populacional.

A Figura 4.4 – VPL dos projetos de ETEmostra o resultado da análise de VPL comparativa entre os projetos, na qual é possível observar uma ligeira vantagem para os reatores UASB na escala até 100.000 habitantes. No entanto, para as escalas entre 200.000 habitantes e 400.000 habitantes, o arranjo com a digestão anaeróbia de lodo mostrou retornos superiores ao outro sistema. Para a população acima de 500.000 habitantes o sistema com reator UASB volta a ser economicamente mais interessante.

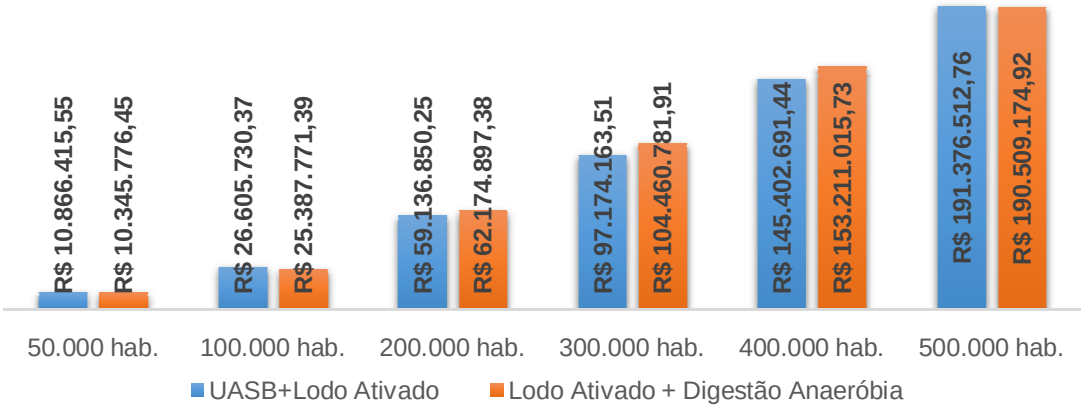


Figura 4.4 – VPL dos projetos de ETE

Ainda, para garantir a vantagem do arranjo das estações de tratamento com uma linha de gás para geração de energia, foi realizada a análise caso esse sistema não fosse implantado. Esta análise foi comparada com o projeto de geração de energia. As Figura 4.5 eFigura 4.6 mostram os resultados dessa análise para os reatores UASB e digestores anaeróbios de lodo, respectivamente. De maneira geral, a opção pelo projeto com geração de energia foi mais vantajosa.

O pior caso para os reatores UASB foi para populações da ordem de 50.000 habitantes, onde o sistema sem geração de energia apresenta maior retorno econômico. Para a digestão anaeróbia de lodo, pode ser observado o mesmo

comportamento que para o sistema com reator UASB, sendo menos vantajoso na escala de 50.000 habitantes.

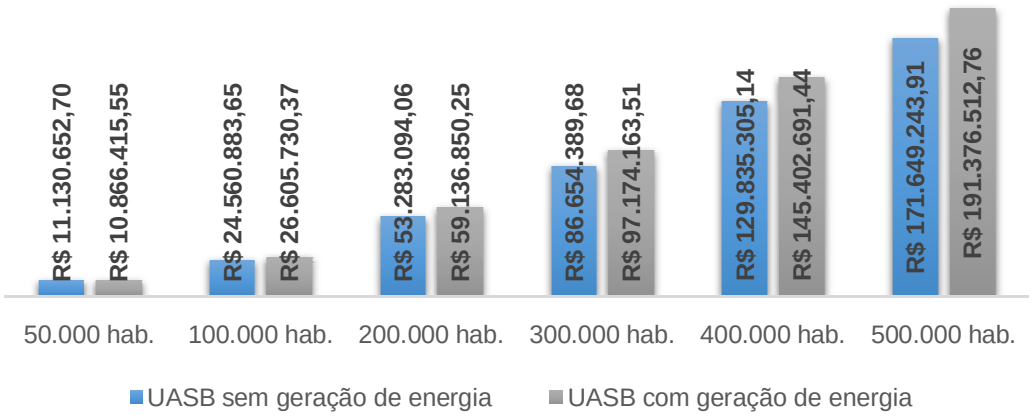


Figura 4.5 – Comparativo entre VPLdos projetos com e sem Geração de Energia – UASB

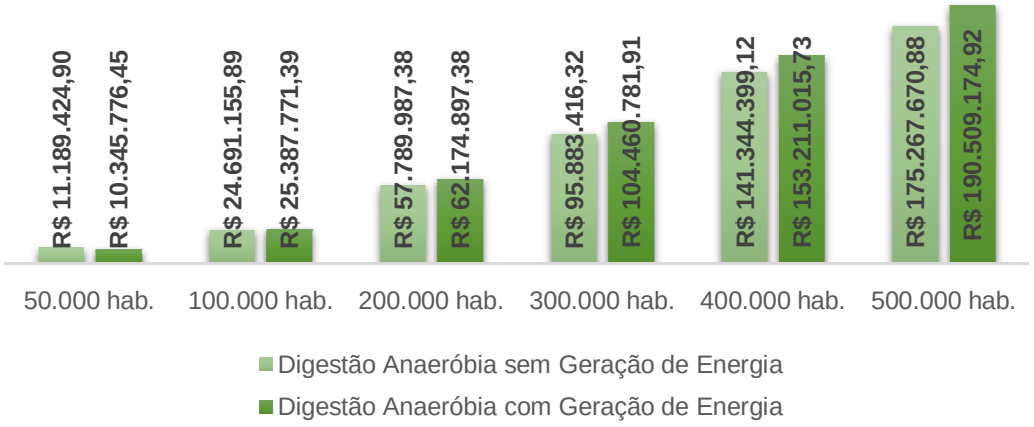


Figura 4.6 - Comparativo entre o VPLdos projetos com e sem Geração de Energia –Digestão Anaeróbia

A outra análise realizada foi a avaliação da Taxa Interna de Retorno (TIR) para os projetos de geração de energia. De forma geral, os projetos na área de saneamento são atrativos, pois existe uma expectativa de longos períodos de arrecadação com investimentos relativamente baixos.

A taxa mínima de atratividade adotada para os projetos foi de 14,25% a.a., valor da taxa SELIC acumulada no ano de 2015, que é a taxa básica de juros da economia brasileira. Dessa forma, é possível observar, naFigura 4.7, que todos os projetos apresentam taxas internas de retorno superiores a adotada como mínima para que o projeto seja atrativo ao concessionário de saneamento.

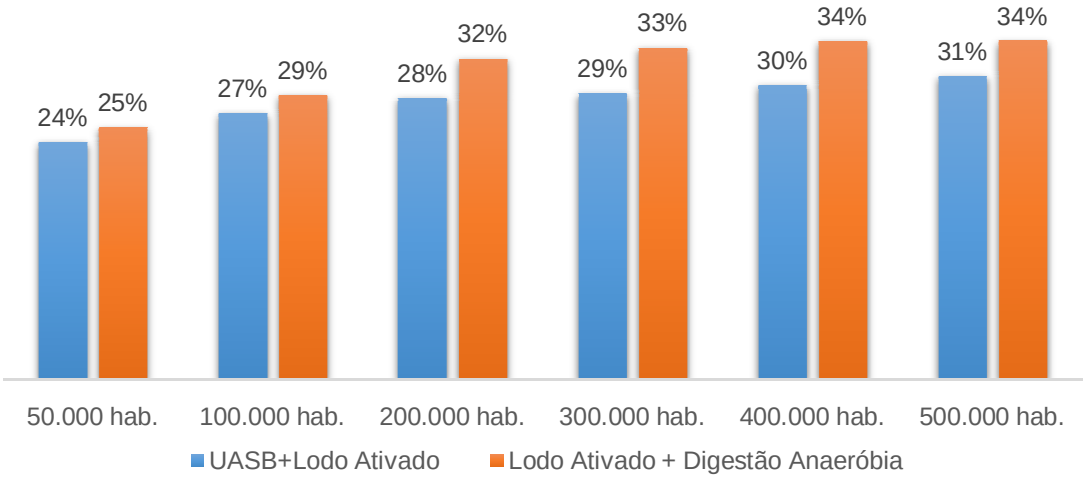


Figura 4.7 – Taxa Interna de Retorno dos projetos de ETE com Geração de Energia

Os projetos com reatores UASB apresentam TIR inferiores aos projetos com digestão anaeróbia de lodo por apresentarem um custo de implantação mais elevado, o que torna esses processos menos atrativos do ponto de vista econômico.

Além disso, foi feita a análise para os projetos sem o sistema de geração de energia, conforme pode ser visualizado na Figura 4.8. As taxas internas de retorno continuam superiores à taxa mínima de atratividade, sendo superiores aos sistemas com geração de energia nas escalas de 50.000 e 100.000 habitantes, iguais para 200.000 habitantes, e inferiores nas escalas superiores a 300.000 habitantes.

Esse resultado indica que para as escalas maiores a aplicação é de fato mais interessante, pois reduz os custos operacionais de maneira que o investimento aponta um maior retorno, mesmo sendo necessário realizar um investimento maior no início do projeto. No entanto, para as escalas inferiores a 200.000 habitantes, a TIR aponta que a opção por projetos sem geração de energia é mais vantajosa, pois

a economia obtida com a produção energética não justificaria o investimento nas instalações e equipamentos necessários.

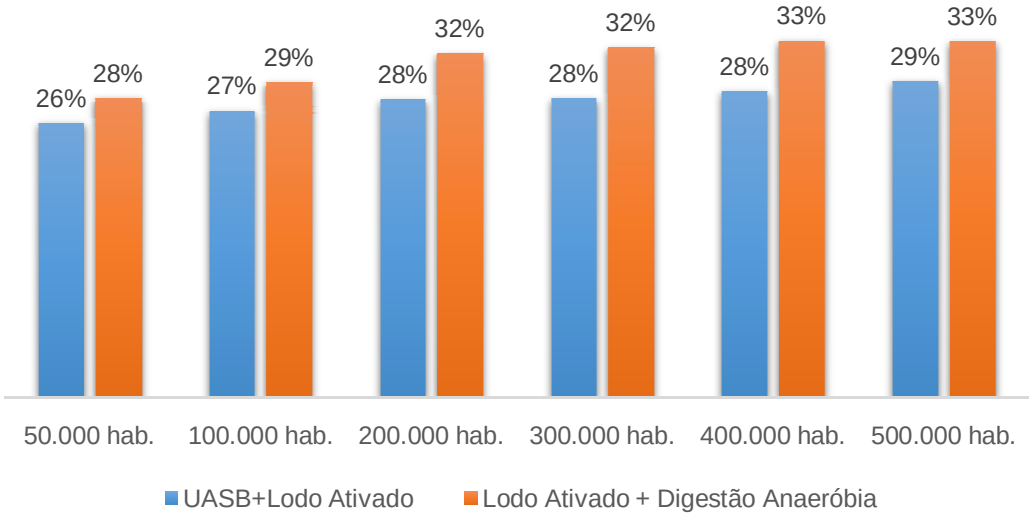


Figura 4.8 – Taxa Interna de Retorno dos projetos de ETE sem Geração de Energia

A última análise realizada foi a do tempo de retorno do investimento, ou *payback,* para determinar o período necessário para que o projeto se pague. Conforme sugerido no item 3.4.4, o cálculo foi realizado considerando o valor do dinheiro no presente, sendo o resultado mostrado na Tabela 4.14.

Tabela 4.14 - Tempo de Retorno do Investimento (*Payback*)

População (habitantes)	UASB+Lodo Ativado (anos)	Lodo Ativado + Digestão Anaeróbia (anos)
50.000 hab.	6	6
100.000 hab.	5	5
200.000 hab.	5	4
300.000 hab.	5	4
400.000 hab.	5	4
500.000 hab.	5	4

Todos os projetos apresentam períodos de retorno dentro do horizonte de 15 anos estabelecido para a análise econômica, sendo que os projetos com digestão anaeróbia de lodo apresentam *paybacks* inferiores aos projetos com reatores UASB.Mesmo com custos operacionais inferiores e potenciais de receita maiores, o custo de implantação dos reatores UASB acaba dilatando os períodos de retorno do investimento.

5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O levantamento realizado neste estudo sobre o consumo de água no Brasil apontou pouca diferença em relação aos dados da literatura, porém foram detalhadas faixas de consumo que não eram mencionadas anteriormente. Apesar de mais coerente com a realidade brasileira, essa estimativa não descarta a necessidade de estudos locais para implantação de sistemas de água e esgoto.

A produção per capita de esgoto foi determinada neste estudo para as faixas de população entre 50.000 e 500.000 habitantes, com o objetivo de avaliar o real coeficiente de retorno para futuros projetos de estações de tratamento. Porém, como os dados informados pelas concessionárias de saneamento para o SNIS representam o volume de esgoto coletado e sabendo da deficiência crônica dessas redes, é razoável entender que os valores obtidos possam já contar com a fração de infiltração.

Ainda assim, foi calculado com base nos dados do SNIS o coeficiente de retorno em relação a água consumida, e foi possível observar uma variação de 84 a 90%, sendo superior ao usualmente adotado em projetos de sistemas coletores de esgoto. Essa faixa de coeficiente de retorno é variável em função da população e pode ser utilizada como estimativa na ausência de dados mais específicos para redes coletoras de esgoto, por já prever uma parcela de infiltração.

As estimativas de produção per capita de esgoto foram utilizadas para o dimensionamento de todas as unidades consideradas neste trabalho, sendo os resultados obtidos coerentes com as faixas de população propostas. Dessa forma, os valores obtidos podem ser utilizados como uma boa aproximação para a concepção de projetos de estações de tratamento esgoto no futuro.

Sobre o levantamento dos tipos de estações implantadas no Brasil é importante ressaltar a aceitação da tecnologia de tratamento com reatores UASB, que no último censo realizado pelo IBGE em 2008 apresentava cerca de 188 unidades e hoje, no estudo feito pela Agência Nacional das Águas (2016), já são cerca de 982 unidades instaladas no país.

O dimensionamento dos reatores pelas fórmulas adotadas na metodologia apontou uma maior capacidade de geração de metano por parte dos reatores UASB, o que

lhes confere uma capacidade de produção energética maior. No entanto, é preciso olhar com atenção a realidade dos reatores UASB já implantados no Brasil, uma vez que os problemas de execução das obras civis resultam em grandes vazamentos de gás.

A análise econômica apontou que todos os projetos de geração de energia têm viabilidade para implantação nas escalas pretendidas, sendo o modelo com reatores UASB mais vantajoso nas escalas de 50.000, 100.000 e 500.000 habitantes, com diferenças no retorno financeiro de R$ 520.639,11, R$ 1.217.958,97 e R$ 867,337,84, respectivamente, para os mesmos projetos de digestão anaeróbia.

Para escalas 200.000, 300.000 e 400.000 habitantes os projetos com digestão anaeróbia de lodo proporcionam um retorno maior que os projetos com reatores UASB, sendo que a diferença nessas escalas para os projetos com reatores UASBsão de R$ 3.038.047,14, R$ 7.286.618,40 e R$ 7.808.324,29, respectivamente.

O principal diferencial para os retornos superiores dos projetos com digestão anaeróbia de lodo está relacionado ao menor custo de implantação da unidade de forma geral. Comparados aos modelos com reatores UASB, são necessárias menos estruturas construídas, o que reflete diretamente no custo de implantação, como foi evidenciado nesse trabalho.

Ainda na análise econômica dos modelos de estação para geração de energia, é possível dizer que em todas as escalas a TIR foi superior à taxa mínima de atratividade, o que garante a relevância do projeto para as concessionárias e possíveis investidores do setor de saneamento. O retorno do investimento também está adequado para todas as situações propostas, uma vez que o projeto implantado se paga em 6 anos no pior dos casos, período inferior ao horizonte do projeto de 15 anos.

Foi necessário também realizar a análise econômica dos modelos de tratamento de esgoto sem o sistema de geração de energia, para que fosse possível validar o investimento nas linhas de gás. Para os sistemas de 50.000 habitantes sem geração de energia o VPL foi superior em R$ 264.237,14 e R$ 843.648,45 para os projetos com reatores UASB e digestão anaeróbia de lodo, respectivamente. O que mostra que a geração de energia não é viável em projetos dessa magnitude.

Já para as escalas superiores a 100.000 habitantes, os projetos com geração de energia apresentam VPL superior em pelo menos R$ 696.615,50 aos projetos sem geração, apontando a viabilidade nessa escala.

De forma geral, o estudo indica que os projetos com digestão anaeróbia de lodo para geração de energia são mais indicados em escalas populacionais entre 200.000 e 400.000 habitantes, enquanto que os projetos com reatores UASB são mais indicados para a escalas de 100.000 e 500.000 habitantes.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT (Associação Brasileira de Normas Técnicas). NBR 12.209/2011 - Elaboração de projetos hidráulicos sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. 2011.

ADEKUNLE, K.F., OKOLIE, J.A. A Review of Biochemical Process of Anaerobic Digestion.Advances in Bioscience and Biotechnology, v. 6, p. 205-212, 2015.

Agência Nacional das Águas (ANA). Submetido para publicação:Atlas Brasil de Despoluição de Bacias Hidrográficas: Tratamento de Esgotos Urbanos.2016

AGRAWAL, L.K., HARADA, H., OKUI, H. Treatment of Dilute Wastewater in a UASB Reactor at a Moderate Temperature: Performance Aspects. JournalofFermentationandBioengineering, v. 83, n. 2, p. 179-184, 1997.

AL SEADI, T., RUIZ, D., PRASSL, H., KOTTNER, M., FINSTERWALDES, T., VOLKE, S. AND JANSSERS, R. HandbookofBiogas. Universityof Southern Denmark, Esbjerg, 2008.

ALEMANHA. Diretriz Técnica Alemã para controle da Poluição Atmosférica – TA Luft: Primeiro Regulamento Administrativo Geral da Lei Alemã de Contra Emissões. Diário Oficial Ministerial da Alemanha. Alemanha. [S.l.]. 2002.

ALLSOFT. Ferramenta de orçamento baseada em sistema unitário de custos. 2007. Disponível em <http://www.allsoft.inf.br/frame_or.html>. Acessado em: abril de 2016.

ANDREOLI, C.V., von SPERLING, M., FERNANDES, F. (Eds) Lodo de esgoto: tratamento e disposição final. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFMG, p.484, 2001.

ARAÚJO, T.L.S. Desempenho de reator anaeróbio híbrido (leito fixo e manta de lodo) tratando esgoto sanitário em escala piloto. Dissertação (Mestrado)- USP. São Carlos, 2014.

ASLANZADEH, S. Pretreatment of Cellulosic Waste and High Rate Biogas Production. Doctoral Thesis on Resource Recovery, University of Borås, Borås, 1-50 p., 2014.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. NBR 9649 – Projeto de redes coletoras de esgoto sanitário. Rio de Janeiro: ABNT, 1986.

BISCHOFSBERGER, W., DICHTL, N., ROSENWINKEL, K.-H., SEYFRIED, C.F., BOHNKE, B. Anaerobtechnik. Berlin. Heidelberg: Springer-Verlag, 718 p., 2005.

BRASIL. MINISTÉRIO DAS CIDADES. SECRETARIA NACIONAL DE SANEAMENTO AMBIENTAL – SNSA. Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento: Diagnóstico dos Serviços de Água e Esgotos – 2013. Brasília: SNSA/MCIDADES, 181 p., 2014.

BRASIL. SECRETARIA NACIONAL DE SANEAMENTO AMBIENTAL. PROBIOGÁS. Guia técnico de aproveitamento energético de biogás em estações de tratamento de esgoto / Probiogás; organizadores, Ministério das Cidades, Deutsche GesellschaftfürInternationaleZusammenarbeitGmbH (GIZ); autores, Bruno Silveira [et al.]. – Brasília, DF: Ministério das Cidades, 2015.

CAMPOS, J.R. (Coord.). Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Projeto PROSAB, ABES, Rio de Janeiro, 464 p., 1999.

CHERNICHARO, C.A.L. et al.. Submetido a publicação: Panorama do tratamento de esgoto sanitário nas regiões Sul, Sudeste e Centro-Oeste do Brasil: tecnologias mais empregadas. Revista DAE. 2016.

CHERNICHARO, C.A.L. Reatores anaeróbios. 2ª ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais, 380 p., 2007.

CORTEZ, L.A.B., LORA, E.E.S, GÓMEZ, E.O. (Organizadores) Biomassa para energia. Campinas, SP: Editora da UNICAMP, 732 p.,2008.

COSTA, D.F. Geração de energia elétrica a partir do biogás do tratamento de esgoto. Dissertação (Mestrado em Energia). Programa de Interunidades de Pós-Graduação em Energia – PIPGE (EP/FEA/IEE/IF), Universidade de São Paulo. São Paulo, 2006.

CURY, M.V.Q. Matemática Financeira. 1ª Ed., Rio de Janeiro: FGV Management – Cursos de Educação Continuada - 2011. Disponível em: <

http://andersonmatematico.xpg.uol.com.br/Arquivos/Mat_Finan_FGV.pdf>. Acessado em: junho de 2016.

DAMODARAN, A. Finanças Corporativas Aplicadas – Manual do Usuário. Tradução Jorge Ritter. Porto Alegre: Bookman, 2002.

DE BAERE, L. Anaerobic Digestion of Solid Waste: State of the Art. Water Science and Technology, v. 41, p. 283-290, 2000.

de MAN, A.W.A., GRIN, P.C., ROERSMA, R., GROLLE, K.C.F., LETTINGA, G. Anaerobic treatment of sewage at low temperatures. Proceedings of the Anaerobic Treatment a Grown-up Technology, Amsterdam, The Netherlands: 451-466 p., 1986.

de MAN, A.W.A., van der LAST, A.R.M., LETTINGA, G. The Use of EGSB and UASB anaerobic systems for low strength soluble and complex wastewaters at temperatures ranging from 8 to 30ºC. Proceedings of the Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion. Bologna, Italy, 735-738 p., 1988.

DEMIREL, B., YENIGUN, O. Two Phase Anaerobic Digestion Processes: A Review. JournalofChemical Technology and Biotechnology, v. 77, p. 743-755, 2002.

FRANÇA JUNIOR, A. T. Análise do aproveitamento energético do biogás produzido numa estação de tratamento de esgoto. Dissertação (Mestrado) - UNESP, Ilha Solteira - SP, 151 p., 2008.

GITMAN, L.J. Princípios de administração financeira. 7. ed. São Paulo, Harbra 2002.

GUASCOR. Primeira Usina a Biogás Entra em Operação – Publicado em maio de 2011. Disponível em <http://www.guascor.com.br/?p=392>. Acessado em: Maio de 2016.

GUPTA, K.K., REHMAN, A., SARVIYA, R.M. Bio-fuels for the gas turbine: A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 14, p. 2946-2955, 2010.

HIRSHLEIFER, J. On the theory of optimal investment decision – The Journal of Political Economy, v. 66, n. 4, p. 329-352, 1958.

HOJI, M. Administração Financeira: uma abordagem pratica. 5ª ed. São Paulo: ATLAS, 525 p., 2006.

HOUSES OF PARLIAMENT.Postnote: Anaerobic Digestion. The Parliamentary Office of Science and Technology – UK. Disponível em: <http://www.parliament.uk/documents/post/postpn387_anaerobic-digestion.pdf2011>. Acessado em: maio de 2016.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATISTICA – IBGE. Pesquisa Nacional de Saneamento Básico. Rio de Janeiro – RJ, 219 p., 2008.

INSTITUTO ESTADUAL DO MEIO AMBIENTE – INEA. DZ-215.R-4 – Diretriz De Controle De Carga Orgânica Biodegradável Em Efluentes Líquidos De Origem Sanitária. 2007.

INSTITUTO ESTADUAL DO MEIO AMBIENTE – INEA. NT 202. R10 - Critérios e Padrões para Lançamento de Efluentes Líquidos. 1986.

KALOGO, Y., VERSTRAETE, W. Technical feasibility of the treatment of domestic wastewater by a CEPS-UASB system. Environmental Technology, v. 21, n. 1, p. 55-65, 2000.

KASSAI, J.C., KASSAI, S., SANTOS, A., ASSAF NETO, A. Retorno de Investimento – Abordagem Matemática e Contábil do Lucro Empresarial. 2ª ed. São Paulo: Atlas, 2000.

KATO, M.T. The Anaerobic Treatment of Low Strength Soluble Wastewaters. Ph.D. Thesis. Wageningen University, The Netherlands, 1994.

KELLER, J., HARTLEY, K. Greenhouse gas production in wastewater treatment: process selection is the major factor. Water Science and Technology, v. 47, n. 12, p. 43 48, 2003.

LAPPONI, J.C. Análise de Projetos de Investimento - Modelos em EXCEL. São Paulo, LapponiTreinamento e Editora, 1996.

LAPPONI; J.C. Projetos de investimento: construções e avaliação do fluxo de caixa. São Paulo: Lapponi Treinamentos, 2000.

LETTINGA, G. Potential of anaerobic pre-treatment (AnWT) of domestic sewage under tropical conditions. In: Lens, P.; Zeeman, G.; Lettinga, G. (Eds) Decentralized sanitation and reuse: Concepts, systems and implementation. IWA Publishing, London, UK: p. 205-216, 2001.

LETTINGA, G., de ZEEUW, W., WIEGANT, W., HOLSHOFF POL, L. Highrate anaerobic granular sludge UASB-reactors for wastewater treatment. Bioenviron. Syst., v. 1, p. 132-159, 1987.

LETTINGA, G., HULSHOFF POL, L.W., ZEEMAN, G., FIELD, J., van LIER, J.B., van BUNSEN, J.C.L., JANSSEN, A.J.H., LENS, P. Anaerobic treatment insustainable environmental production concepts. Proceedings of the 8th Conference on Anaerobic Digestion, 1: 32-39 p., 1997.

LETTINGA, G., ROERSMA, R., GRIN, P. Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperature using a granular bed UASB reactor.Biotechnology & Bioengineering, v. 25, p. 1701-1723, 1983.

LETTINGA, G., van VELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., de ZEEUW, W., KLAPWIJK, A. Use of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. Biotechnology &Bioengineering, v.22, p. 699-734, 1980.

LOBATO, L.C.S. Aproveitamento energético de biogás gerado em reatores UASB tratando esgoto doméstico. Tese (doutorado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia. 2011.

MANNVIT. Esquema de Digestor Anaeróbio de Lodo. Disponível em: < http://www.mannvit.com/services/anaerobic-digestion/>. Acessado em: fevereiro de 2016.

McCARTY, P.L. One hundred years of anaerobic treatment. Elsevier Biomedical Press BV, Amsterdam: 3-22, 1982.

METCALF & EDDY Inc. WastewaterEngineering: TreatmentandResource Recovery. 5th edition, McGraw Hill, New York. 2013.

NETO, A.A. Matemática Financeira e suas Aplicações. 9ª ed. São Paulo: ATLAS, 448 p., 2006.

NUVOLARI, A.. Esgoto Sanitário: Coleta, Transporte, Tratamento e Reuso Agrícola. São Paulo: Editora Blucher, 2003.

OLIVEIRA, J.A.N., Engenharia Econômica: uma Abordagem às Decisões deInvestimento, São Paulo, Mc Graw-Hill do Brasil, 1982.

PIEROTTI, S.M. Avaliação da partida do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), em escala real, sob condições hidráulicas desfavoráveis. 156 p. Dissertação (Mestrado em hidráulica e saneamento) – Escola de Engenharia da Universidade de São Paulo, 2007.

PILAVACHI, P.A. Mini and micro-gas turbines for combined heat and power. Applied Thermal Engineering, v. 22, p. 2003-2014, 2002.

PORTAL GE POWER GENERATION. Motor de Combustão interna a Gás. Disponível em: <https://powergen.gepower.com/products/reciprocating-engines.html>. Acessado em: março de 2016.

PORTAL GS INIMA. Vista aérea da ETE Ribeirão Preto. 2011. Disponível em < http://www.inima.es/es/edar_ribeirao_preto_brasil >. Acessado em: fevereiro de 2016.

PORTAL HEIMER. Exemplo de Microturbina a Gás e seus componentes internos. Disponível em:<http://www.heimer.com.br/v3/en/microturbine.html>. Acessado em: março 2016.

PORTAL WARTSILA. Exemplo de uma Turbina a Gás e seus componentes. Disponível em: <http://www.wartsila.com/energy/learning-center/technical-comparisons/gas-turbine-for-power-generation-introduction>. Acessado em: março de 2016

QASIM, S.R. Wastewater Treatment Plants – Planning, Design and Operation. 2ª Ed. Technomic Pub, 1999.

ROSS, A.S., WESTERFIELD, R.W., JORDAN, B.D.Princípios de Administração Financeira; tradução Antonio ZorattoSanvicente. São Paulo: Atlas, 1998.

SALOMON, K.R., LORA, E.E.S. Estimate of the electric energy generating potential for different sources of biogas in Brazil.BiomassandBioenergy, v.33, p.1101-1107,2009.

SANTOS, P. E. A. Guia técnico de biogás. Portugal: Centro para a Conservação de Energia, p. 117., 2000.

SILVA, T.C.F., POSSETTI, G.R.C., COELHO, S. Avaliação do Potencial de Produção de Energia a partir do Biogás Gerado no Tratamento de Esgotos

Domésticos. Congresso Brasileiro de Planejamento Energético, Florianópolis, ago. 2014.

SNIS - Sistema Nacional de Informação sobre Saneamento. Diagnóstico dosServiços de Água e Esgotos 2014. Disponível em: <www.snis.gov.br>. Acesso em: Abril, 2016.

SOUZA, C.L., CHERNICHARO, C.A.L., AQUINO, S.F. Quantification of dissolved methane in UASB reactors treating domestic wastewater under different operating conditions. In: 12thWorld Congress on Anaerobic Digestion, 2010, Guadalajara, Jalisco – México. Proceedings.México: IWA, 2010.

STATISTISCHES BUNDESAMT et. al. Abwasser und Klärschlamm in Deutschland – StatistischeBetrachtungenTeil 2: Klärschlamm, Klärgas, Rechen und Sandfanggut – Korrespondenz Abwasser, Abfall 2015.

SWITZENBAUM, M.S., JEWELL, W.J. Anaerobic attached-film expanded bed reactor treatment. JournalWaterPollutionControlFederation, v. 52, p. 1953-1965, 1980.

TSUTIYA, M.T., ALEM SOBRINHO, P. Coleta e transporte de esgoto sanitário, 2ª ed. São Paulo: Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2000.

USEPA. A brief characterization of gas turbines in combined heat and power applications. Washington, D.C.: U.S. Environmental Protection Agency. 2003.

USEPA. Powering microturbines with landifill gas - EPA430-F-02-012. Washington, D.C.: U.S. Environmental Protection Agency. 2002.

VALENTE, V.B. Análise de viabilidade econômica e escala mínima de uso do biogás de reatores anaeróbios em Estações de Tratamento de Esgoto no Brasil – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2015.

van der LAST, A.R.M.,LETTINGA, G. Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities. Water Science and Technology, v. 25, n. 7, p. 167-178, 1992.

van HAANDEL, A.C., LETTINGA, G. Tratamento Anaeróbio de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente, Epgraf, Campina Grande, 240 p., 1994.

van HAANDEL, A.C., van der LUBBE J. Handbook Biological wastewater treatment: Design and optimization of activated sludge systems. 1. ed. Leidschendam: Quist, v. 1. 2007.

von SPERLING, M. Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto. 3ª. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais, 2005.

von SPERLING, M. Princípios básicos do tratamento de esgoto. 3ª. ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais, 1996.

von SPERLING, M.. Lodos ativados. 3ª. ed. Belo Horizonte: UFMG, 428 p., Princípios do tratamento biológico de águas residuárias ; v.4. 2012.

WOESE, C.R., FOX, G.E. Phylogenetic structure of the prokaryotic domain: the primary kingdoms. Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America, v. 74, p. 5088-5090, 1977.

YOUNG, J.C., McCARTY, P.L. The anaerobic filter for waste treatment. JournalWaterPollutionControlFederation, v. 41, n. 5, p. 160-173, 1969.

ZAIAT, M. Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias: reator anaeróbio horizontal de leito fixo e reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais. Texto (Livre Docência). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2003.

ZINDER, S.H.Methanogenesis. In: J.S. Lederberg (Ed) Encyclopedia of Microbiology, v.3, p. 81-96. Nova York: Academic Press. 1992.

7. ANEXO I

8. ANEXOII