TIAGO GOLLNER PEROVANO

LUÍS PHILIPPE ALVES FORMIGONI

GERAÇÃO DE ENERGIA A PARTIR DE SUBPRODUTOS DO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

Projeto de Graduação apresentado ao Departamento de Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Bacharel em Engenharia Ambiental.

Orientador: Professor Dr. Ricardo Franci Gonçalves

VITÓRIA
2011

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

GERAÇÃO DE ENERGIA A PARTIR DE SUBPRODUTOS DO TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS

TIAGO GOLLNER PEROVANO
LUÍS PHILIPPE ALVES FORMIGONI

Prof.º Dr. Ricardo Franci Gonçalves
Orientador – DEA/CT/UFES

MSc. Giovana Martinelli da Silva Simões
Examinadora Externa

Prof.º Dr. Renato Ribeiro Siman
Examinador Interno – DEA/CT/UFES

Vitória, 22 de Junho de 2011.

AGRADECIMENTOS

Ao nosso orientador, Profº. Dr. Ricardo Franci Gonçalves, pela atenção e pelo empenho em nos guiar até o fim deste trabalho, e especialmente por ter contribuído e acreditado em nossa formação acadêmica.

Aos pais, pelo incentivo e apoio, por terem acreditado, e pela educação que nos foi dedicada.

A todos os colegas do curso de Engenharia Ambiental da Universidade Federal do Espírito Santo – UFES, bem como aos profissionais desta instituição, que compartilharam conosco todos os momentos de nossa vida acadêmica.

Ao Profº. Dr. José Antônio Tosta dos Reis pela imensa contribuição, solicitude e atenção.

À Mariana, pelo carinho, empenho e conselhos, e por nos auxiliar a finalizar este trabalho.

A todos que direta ou indiretamente colaboraram para a elaboração deste trabalho, e àqueles que virão a apreciá-lo.

RESUMO

O presente trabalho tem por objetivo avaliar a obtenção de energia a partir de subprodutos do tratamento de esgotos. Tomando por base modelos matemáticos de dimensionamento e experimentos relatados na literatura, foi avaliada a Disponibilidade Energética (DIE) de um Reator UASB com unidade de pós-tratamento constituída de sistema de Lodos Ativados ou Lagoa de Alta Taxa. Estimou-se a DIE, sob a forma de biogás, em 5,07 W/hab no reator UASB, sem a digestão de lodo aeróbio do pós-tratamento, e comparou-se o valor encontrado com os obtidos a partir de outras metodologias. O pós-tratamento por lodos ativados, com digestão do lodo produzido pela via anaeróbia, resultou em produção adicional de biogás no reator UASB, totalizando uma DIE de 5,35 W/hab. A Demanda Energética (DEE), calculada para os aeradores do tanque de aeração, foi de 1,84 W/hab, exigindo que a conversão do biogás em energia elétrica se dê com, no mínimo, 34% de eficiência, para que haja autossuficiência energética na Estação de Tratamento de Esgotos (ETE). Dado que as atuais tecnologias de conversão têm em média 30% de eficiência, a energia elétrica gerada será insuficiente caso os aeradores sejam operados com a potência de projeto durante todo o dia. Calculou-se para o pós-tratamento por lagoa de alta taxa a demanda de 0,36 W/hab, necessária à operação do rotor de eixo horizontal responsável pela mistura na lagoa. Estimou-se em 31,95 g/hab.d a produção de biomassa algal coletada. Com a digestão anaeróbia desta, calculou-se a produção adicional de biogás purificado no reator UASB, resultando na DIE de 7,59 W/hab. Para a produção de biomassa calculada, também foi estimada geração de 0,027 L/hab.d de biodiesel. Tal corresponde a 10,48 W/hab, sendo a DEE do processo de transformação das algas quantificada em 6,71W/hab. Os resultados encontrados permitem inferir que pode ser viável a geração de energia em uma ETE.

Palavras-chave: aproveitamento energético, ETE, biogás, UASB, lodos ativados, lagoa de alta taxa, HRAP, algas, biodiesel.

ABSTRACT

This study aims to assess the attainment of energy from the byproducts of wastewater treatment. Based on mathematical models for designing and experiments reported in the literature, the Available Energy (AE) was both evaluated in a UASB reactor unit with post-treatment system consisting of Activated Sludge or High Rate Algae Pond (HRAP). The AE was estimated, in the form of biogas, at 5.07 W *per capita* in UASB reactor, with no aerobic sludge digestion from the post-treatment, and the found value compared from those obtained from other methodologies. The post-treatment by activated sludge, with sludge digestion produced by the anaerobic way, resulted in additional production of biogas in the UASB reactor, totalizating 5.35 W *per capita* of AE. The Energy Demand (ED), calculated for the aerators in the aeration tank, were 1.84 W *per capita*, requiring the conversion of biogas into electrical energy at a minimun efficiency of 34% to allow for self-sufficiency Wastewater Treatment Plant(WWTP)'s energy. Since the current conversion technologies have a 30% efficiency average, the electricity generated will be insufficient if the aerators are operated with the projected potency throughout the day. The necessary value to operate the horizontal axis rotor responsible for the mixing in the pond, in a post-treatment with HRAPs, was calculated in 0.36 W *per capita*. The production of algal biomass collected was estimated at 31.95 g/day *per capita*. From the anaerobic digestion of this algal biomass, the additional production of purified biogas in the UASB reactor was calculated, resulting in an AE of 7.59 W *per capita*. For the production of biomass calculated, was also estimated the biodiesel generation of 0.027 L/day *per capita*. This corresponds to 10.48 W *per capita*, and the ED calculated in the transformation process was 6.71 W *per capita*. The results indicate that it might be feasible generating energy in a WWTP.

Keywords: energy use, WWTP, biogas, UASB, activated sludge, high rate algae pond, HRAP, algae, biofuel.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Evolução percentual das principais variáveis do esgotamento sanitário no Brasil - 2000/2008 12

Figura 3.1: Conceito de sistema convencional de tratamento de esgotos 18

Figura 3.2: Conversão biológica nos sistemas anaeróbios e aeróbios 19

Figura 3.3: Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia da matéria orgânica (com redução de sulfato) 23

Figura 3.4: Relação entre o poder calorífico do biogás e porcentagem, em volume de metano, em estudo realizado por Alves (2000) 32

Figura 3.5: Representação Esquemática de um Reator UASB 36

Figura 3.6: Fluxograma de um sistema de lodos ativados convencional 42

Figura 3.7: Fluxograma de ETE com reator UASB seguido de sistema de lodos ativados 43

Figura 3.8: Dinâmica do tratamento biológico em lagoas de alta taxa 47

Figura 3.9: Lagoas de alta taxa utilizadas em estudo de Wells (2005), em Ghahamstown (Estados Unidos). 48

Figura 3.10: Croqui da lagoa de alta taxa utilizada por Wells (2005). 48

Figura 3.11: Lagoas de Alta Taxa utilizadas em estudo de Nascimento (2001) no Rio Grande do Sul 48

Figura 3.12: Vista lateral de uma lagoa de alta taxa com adição de CO_2 53

Figura 3.13: Fluxograma de ETE com reator UASB seguido de lagoa de alta taxa, com digestão anaeróbia de biomassa algal e adição de CO_2 56

Figura 4.1: Radiação solar global diária no Brasil - média anual típica 65

Figura 5.1: DEE e DIE dos sistemas de tratamento abordados 78

Figura 5.2: Saldo energético dos sistemas de tratamento abordados 78

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1: Comparativo dos índices de consumo de água *per capita*, por dormitório e por área 15

Tabela 3.2: Características fisico-químicas dos esgotos sanitários 16

Tabela 3.3: Principais características relativas ao uso de sistemas clássicos de tratamento de esgotos sanitários e de sistemas com reator UASB seguido de pós-tratamento..... 39

Tabela 3.4: Principais características das modalidades do sistema de lodos ativados no tratamento de esgotos domésticos 44

Tabela 3.5: Principais tecnologias aplicadas no polimento do efluente de lagoas 54

Tabela 3.6: Produção algal medida em lagoas de alta taxa experimentais..... 55

Tabela 3.7: Propriedades de combustíveis fósseis e biocombustíveis..... 56

Tabela 3.8: Produtividade de diferentes fontes de biodiesel 57

Tabela 4.1: Resultados de estudos acerca da relação DBO_5/DQO..... 60

Tabela 4.2: Valores do Coeficiente de Produção de Sólidos (Y) para processos anaeróbios .. 60

Tabela 4.3: Estudos acerca da perda de metano em relação à produção teórica 62

Tabela 4.4: Parâmetros de projeto do sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios (esgotos domésticos) 63

Tabela 5.1: Avaliação da qualidade do efluente nos sistemas de tratamento propostos 68

Tabela 9.1: Coeficientes cinéticos e estequiométricos e relações básicas para o cálculo da remoção da DBO em sistemas de lodos ativados..... 93

LISTA DE QUADROS

Quadro 3.1: Principais subprodutos do processo de digestão anaeróbia 20

Quadro 3.2: Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios 24

Quadro 3.3: Valores de referência de concentração do efluente e eficiência de remoção de DBO em processos anaeróbios 24

Quadro 3.4: Vantagens e empecilhos à utilização do biogás em ETEs 31

Quadro 3.5: Técnicas de remoção de impurezas do biogás 33

Quadro 3.6: Vantagens e desvantagens do reator UASB em relação a outros processos anaeróbios (tanque séptico, filtro anaeróbio e lagoa anaeróbia). 37

Quadro 5.1: Resumo dos valores de vazão de metano e biogás obtidos a partir de diferentes metodologias 70

Quadro 5.2: Resumo dos resultados acerca dos sistemas dimensionados 77

Quadro 9.1: Coeficientes v_0, K, m, n em função das faixas de sedimentabilidade 95

SUMÁRIO

1 Introdução 11
2 Objetivo 14
2.1 Objetivo Geral 14
2.2 Objetivos Específicos 14
3 Revisão de Literatura 15
3.1 Geração de Esgoto 15
3.2 Tratamento de Esgoto Sanitário 17
3.3 Processos anaeróbios 20
3.3.1 Fatores ambientais importantes nos processos anaeróbios 24
3.3.1.1 Temperatura 25
3.3.1.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis 25
3.3.1.3 Nutrientes 26
3.3.1.4 Agentes tóxicos 27
3.3.2 Biogás 27
3.3.3 Metano 29
3.3.4 Perdas de metano na digestão anaeróbia 29
3.3.5 Geração de energia a partir do biogás em ETE 30
3.3.6 Reator UASB 34
3.4 Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios 38
3.5 Lodos ativados 41
3.6 Lagoas de Alta Taxa 46
3.6.1 Fatores Relevantes para a produção de algas 49
3.6.1.1 Luz 49
3.6.1.2 Temperatura 50
3.6.1.3 pH 51
3.6.1.4 Disponibilidade de CO_2 51
3.6.1.5 Oxigênio Dissolvido 52
3.6.1.6 Nutrientes 52
3.6.2 Adição de CO_2 em lagoas de alta taxa 53
3.6.3 Coleta de biomassa algal 54
3.6.4 Geração de energia a partir de algas 55
4 Metodologia 58

4.1 Qualidade esperada do efluente 58
4.2 Quantificação da energia disponível em biogás produzido no Reator UASB 58
4.3 Quantificação da demanda energética em um sistema de Lodos Ativados utilizado como pós-tratamento 62
4.4 Produção adicional de biogás proveniente da digestão do lodo aeróbio 64
4.5 Quantificação da biomassa algal produzida em lagoa de alta taxa utilizada como pós-tratamento 64
4.6 Produção de energia a partir da biomassa algal coletada 67
5 Resultados e Discussão 68
5.1 Qualidade esperada do efluente 68
5.2 Disponibilidade Energética no reator UASB 69
5.3 Demanda Energética no sistema de Lodos Ativados 71
5.4 Produção adicional de biogás proveniente da digestão do lodo aeróbio 72
5.5 Produção de biomassa algal na lagoa de alta taxa 73
5.6 Produção de energia a partir da biomassa algal coletada 74
5.7 Resumo dos resultados 77
6 Conclusão 79
7 Recomendações para estudos futuros 81
8 Referências 82
9 Apêndice 92

1 INTRODUÇÃO

As preocupações atuais com os recursos hídricos e energéticos, manifestadas nos principais fóruns, especializados ou não, e nos principais veículos de informação em todo o planeta, decorrem de importantes desequilíbrios no ciclo urbano da água (GONÇALVES, 2009).

O crescimento populacional e o desenvolvimento tecnológico das últimas décadas se deram à custa de recursos naturais, tais como a água, e da poluição de diversos ecossistemas no planeta. É comum a ocorrência de corpos hídricos que, concomitantemente, abastecem uma determinada população com água e recebem o efluente sanitário de suas habitações. Normalmente, esta condição só é factível quando a disposição dos esgotos gerados é precedida de uma etapa de remoção de poluentes.

No Brasil, o poder público tem intensificado os investimentos no esgotamento sanitário. A Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (PNSB) de 2008 indica que subiu de 52,2%, em 2000, para 55,2%, em 2008, o número de municípios brasileiros que tem serviço de esgotamento sanitário por rede coletora (IBGE, 2010).

Ainda segundo a pesquisa, 79,9% dos municípios realizaram ampliações ou melhorias no sistema de esgotamento sanitário em 2008, percentual maior que o de 2000, que foi de 58%. Todavia, é preocupante a constatação da pesquisa de que, na referida data, apenas 28,5% dos municípios brasileiros com esgotamento por rede geral realizavam o tratamento do esgoto (considerando que pelo menos um distrito do município tratava o esgoto coletado, mesmo que parte dele) (IBGE, 2010).

Sob o ponto de vista socioeconômico, ainda que menos de um terço dos municípios tenham tratamento de esgoto, o volume tratado representa 68,8% do total coletado no país. Em 1989 e 2000 o percentual de tratamento era, respectivamente, de 19,9% e 35,3%. Nos municípios com mais de um milhão de habitantes, o percentual de esgoto tratado em 2008 foi superior a 90% do total coletado (IBGE, 2010).

A Figura 1.1 resume as estatísticas da PNSB de 2008 aqui apresentadas.

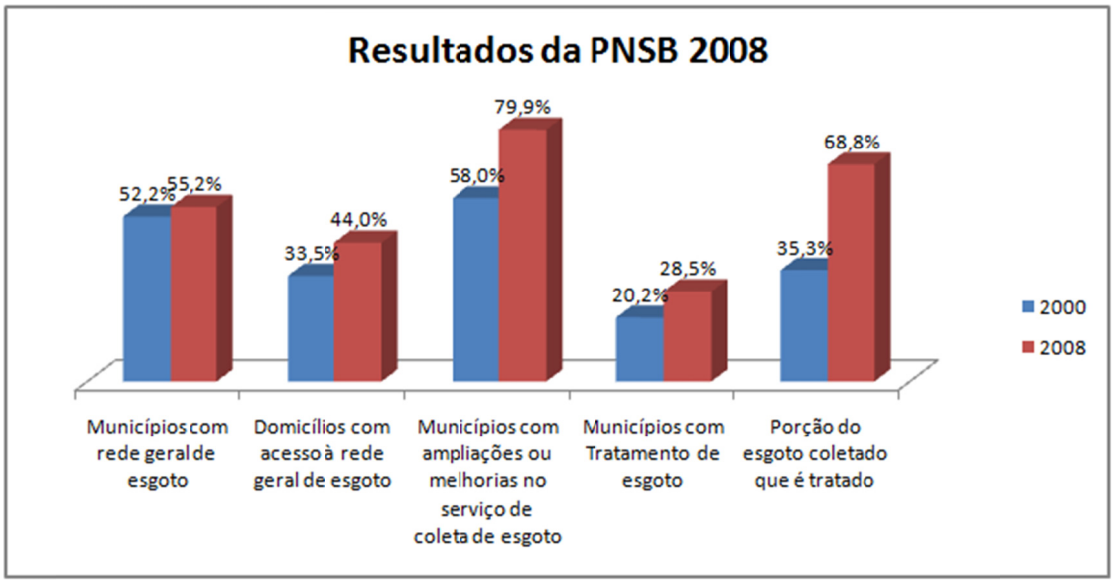

Figura 1.1: Evolução percentual das principais variáveis do esgotamento sanitário no Brasil - 2000/2008
Fonte: IBGE (2010)

O aumento da cobertura do esgotamento sanitário eleva também a quantidade de energia gasta pelo setor. Dados do Programa Nacional de Conservação de Energia Elétrica no Setor de Saneamento (PROCEL SANEAR) indicam que 2,5% do consumo total de energia elétrica do Brasil, o equivalente a aproximadamente 10,4 bilhões de kWh/ano, são consumidos por prestadores de serviços de água e esgotamento sanitário em todo o País (PROCEL SANEAR, 2010).

Impulsionado pelo desenvolvimento econômico, o crescimento do consumo de energia no Brasil demanda a utilização de novas fontes energéticas. Neste contexto, em razão da recente preocupação mundial com o agravamento do aquecimento global, tem-se dado atenção especial às fontes de energia provenientes de recursos renováveis.

Apesar do aquecimento global também se tratar de um fenômeno natural, as taxas de elevação da temperatura na crosta terrestre são cada vez maiores, e a razão deste agravo tem sido atribuída às emissões de gases estufa resultantes de diversas atividades antrópicas desenvolvidas nos últimos séculos, principalmente aquelas que fazem uso de combustíveis fósseis (FORSTER, 2007).

Destarte, em 1999, foi ratificado o Protocolo de Kyoto, o qual propunha um tratado onde os países signatários (em geral, aqueles chamados desenvolvidos) reduziriam suas emissões de

gases estufa, entre 2008 e 2012, em 5,2%, em relação aos níveis de 1990. Desde então, muitos países têm investido em tecnologia e estudado alternativas para a geração de energia.

Neste contexto, o Brasil, que possui 90,8% de sua energia elétrica abastecida por usinas hidrelétricas (fonte de energia com emissões quase nulas de gases estufa, quando bem empregada), passou a acompanhar as tendências mundiais, através de projetos de redução de emissões e intensificação de estudos acerca de fontes de energia renováveis (ELETROBRAS, 2010).

Entretanto, em 2008, o governo federal anunciou a instalação de 82 usinas termelétricas em todo o território nacional, entre 2008 e 2017, que seriam acionadas, principalmente, em eventuais períodos de estiagem de longa duração, que poderiam vir a comprometer a geração de energia hidrelétrica.

Apesar de eficaz a curto prazo, tal medida não condiz com a tendência mundial de buscar a geração de energia a partir de fontes renováveis, uma vez que as termelétricas instaladas utilizarão combustíveis fósseis e, portanto, resultarão no aumento das emissões de gases estufa. Neste sentido, é importante o desenvolvimento de tecnologia para que futuros incrementos na matriz energética brasileira possam ser remediados com fontes de energia menos poluentes.

No saneamento, o aproveitamento energético do biogás e a produção de biodiesel a partir de algas ensejam alternativas promissoras (PARK *et al.*, 2010). Ainda que não produzam energia em grande escala, constituem solução local, podendo atender à demanda das Estações de Tratamento de Esgotos e, possivelmente, seu entorno.

Um dos principais subprodutos de processos de tratamento anaeróbios é o biogás. Este tipo de tratamento pode ser efetuado por reatores UASB, que são a principal tendência atual de tratamento de esgotos no Brasil, seja como unidades únicas, ou seguidas de alguma forma de pós-tratamento (VON SPERLING, 2005). O biodiesel, por sua vez, pode ser produzido a partir das algas geradas em lagoas de estabilização (PARK *et al.*, 2010).

Neste cenário, o presente trabalho visa avaliar a produção de energia a partir de subprodutos do tratamento de esgotos sanitários. Para tanto, será avaliada uma Estação de Tratamento de Esgotos composta por um reator UASB e pós-tratamento. O sistema de Lodos Ativados e as Lagoas de Alta Taxa constituirão as unidades de pós-tratamento em questão.

2 OBJETIVO

2.1 Objetivo Geral

Avaliar a geração de energia a partir do aproveitamento de subprodutos do tratamento de esgotos sanitários.

2.2 Objetivos Específicos

- Avaliar a produção de biogás em reator UASB;
- Avaliar o consumo de energia em um sistema de lodos ativados tratando efluente anaeróbio;
- Avaliar a produção adicional de biogás no reator UASB ao digerir o lodo aeróbio produzido no sistema de lodos ativados;
- Avaliar o consumo de energia e a produção de biomassa algal em uma lagoa de alta taxa tratando efluente anaeróbio;
- Avaliar a produção adicional de biogás no reator UASB ao digerir a biomassa algal produzida na lagoa de alta taxa;
- Avaliar a produção de biodiesel a partir da biomassa algal produzida em lagoa de alta taxa;
- Avaliar o balanço energético global das opções de tratamento apontadas.

3 REVISÃO DE LITERATURA

3.1 Geração de Esgoto

A contribuição de esgotos depende, em geral, do abastecimento de água, havendo, portanto, inconfundível correlação entre o consumo de água e a contribuição para a rede de esgotos. No Brasil, tradicionalmente utiliza-se o consumo *per capita* de água para se projetar o sistema de esgotamento sanitário (TSUTIYA e ALEM SOBRINHO, 1999).

O consumo *per capita é* um parâmetro extremamente variável, dependendo de diversos fatores, tais como a renda familiar e a localidade. A Tabela 3.1 apresenta um comparativo do consumo *per capita* de várias localidades, segundo alguns estudos.

Tabela 3.1: Comparativo dos índices de consumo de água *per capita*, por dormitório e por área

Autor/Entidade	Ano	Local	Padrão da Edificação	*Per Capita* (L/hab.d)	Por Dormitório (L/dormitório.d)	Por Área (L/m².d)
Gonçalves	2007	Vitória – ES	Convencional	216	181	6,5
	2008	Vitória – ES	Dotado de reúso	196	150	4,0
Berenhauser e Pulici	1983	Brasil	Convencional	-	400 (familiar) + 200 (empregada)	-
Canada Mortgage and Housing Corp.	2001	Canadá	Convencional / Apto. familiar	-	-	2,24
Mancityre	1996	Brasil	Convencional	300 a 400	300 a 400	-
Mayer	1999	EUA - Texas	Convencional	263	-	-
NBR 12211	1992	Brasil	Norma Brasileira	150 a 250	-	-
PNCDA[1]	1998	Brasil	Convencional	109	-	11
Rodrigues	2005	Vitória – ES	SIMIC[2]	155	188	5
			BASC[3]	189	218	6
			SECO[4]	223	242	6

Fonte: Gonçalves (2009)

1: Programa Nacional de Combate ao Desperdício de Água

2: Com sistema de medição de consumo individualizado e bacia sanitária com caixa de descarga acoplada

3: Dotados de bacia sanitária com caixa de descarga acoplada

4: Sem dispositivos economizadores

Após ser utilizada, a água fornecida à população é lançada na rede coletora de esgotos. A razão entre o volume de esgotos recebido e o volume de água fornecido é denominado Coefiente de Retorno (TSUTIYA e ALEM SOBRINHO, 1999). Os valores típicos do

Coeficiente de Retorno variam de 40 a 100%, sendo 80% o valor mais comumente adotado (VON SPERLING, 2005).

Geralmente, 98% da composição de esgotos sanitários constitui-se por água. Porém, contaminantes fazem-se presentes, dentre os quais destacam-se: sólidos suspensos, compostos orgânicos (proteínas: 40% a 60%; carboidratos 25% a 50%; e óleos e graxas: 10%), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos, inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e, ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentais (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999). A Tabela 3.2 apresenta as características fisico-químicas dos esgotos sanitários.

Tabela 3.2: Características fisico-químicas dos esgotos sanitários

Parâmetro	Contribuição *per capita* (g/hab.d)		Concentração		
	Faixa	Típico	Unidade	Faixa	Típico
Sólidos Totais	120 – 220	180	mg/L	700 – 1350	1100
• *Em suspensão*	35 – 70	60	mg/L	200 – 450	350
• *Fixos*	7 – 14	10	mg/L	40 – 100	80
• *Voláteis*	25 – 60	50	mg/L	165 – 350	320
• *Dissolvidos*	85 – 150	120	mg/L	500 – 900	700
• *Fixos*	50 – 90	70	mg/L	300 – 550	400
• *Voláteis*	35 – 60	50	mg/L	200 – 350	300
• *Sedimentáveis*	-	-	mg/L	10 – 20	15
Matéria orgânica					
• DBO_5	40 – 60	50	mg/L	250 – 400	300
• *DQO*	80 – 120	100	mg/L	450 – 800	600
• *DBO última*	60 – 90	75	mg/L	350 – 600	450
Nitrogênio total	6,0 – 10,0	8,0	mgN/L	35 – 60	45
• *Nitrogênio orgânico*	2,5 – 4,0	3,5	mgN/L	15 – 25	20
• *Amônia*	3,5 – 6,0	4,5	$mgNH_3$-/L	20 – 35	25
• *Nitrito*	≈ 0	≈ 0	$mgNO_2$-/L	≈ 0	≈ 0
• *Nitrato*	0,0 – 0,2	≈ 0	$mgNO_3$-/L	0 – 1	≈ 0
Fósforo	0,7 – 2,5	1,0	mgP/L	4 – 15	7
• *Fósforo orgânico*	0,2 – 1,0	0,3	mgP/L	1 – 6	2
• *Fósforo inorgânico*	0,5 – 1,5	0,7	mgP/L	3 – 9	5
pH	-	-	-	6,7 – 8,0	7,0
Alcalinidade	20 – 40	30	$mgCaCO_3$/L	100 - 250	200
Metais Pesados	≈ 0	≈ 0	mg/L	traços	traços
Compostos orgânicos tóxicos	≈ 0	≈ 0	mg/L	traços	traços

Fonte: von Sperling (2005)

Dado o alto teor de poluentes na composição dos esgotos, o seu local de disposição final (usualmente o solo ou um corpo hídrico) pode ser severamente impactado. Assim, com vistas à saúde pública, à preservação ambiental e ao saneamento básico, a disposição do esgoto sanitário no meio ambiente geralmente deve ser antecedida por uma etapa de tratamento.

3.2 Tratamento de Esgoto Sanitário

O tratamento do esgoto sanitário inicia-se na rede coletora, a qual tem como função o transporte do mesmo até a Estação de Tratamento de Esgotos (ETE). A ETE é a unidade responsável pelo tratamento do esgoto e destinação dos subprodutos ali gerados, inclusive os sólidos, usualmente designados pelo termo "lodo". Aqueles não atendidos pela rede de coleta de esgotos, normalmente têm de utilizar soluções individuais de tratamento.

As ETEs, em geral, são compostas por diversas unidades, normalmente na forma de tanques, que isoladamente desempenham uma ou mais funções específicas. Entretanto, cada unidade é operada de maneira integrada com as demais, constituindo um sistema de tratamento que visa alcançar o objetivo comum que é a remoção de poluentes do esgoto, principalmente para a recuperação da qualidade da água (KATO *et al.,* 1999).

As ETEs reproduzem a capacidade natural que os cursos d'água têm de decompor a matéria orgânica em menor espaço e tempo, pois propiciam aos principais agentes de tratamento (bactérias, algas, etc.) condições mais favoráveis de crescimento (FRANÇA JUNIOR, 2008).

De forma geral, a remoção de poluentes ocorre de maneira que os padrões de lançamento do efluente da ETE e o enquadramento do corpo d'água receptor sejam respeitados, conforme legislação específica. Neste sentido, as ETEs podem apresentar diferentes níveis de tratamento. Estes são usualmente classificados como tratamento primário, secundário ou terciário.

Segundo Andrade Neto e Campos (1999), o tratamento primário envolve a remoção de sólidos grosseiros (etapa denominada tratamento preliminar por alguns autores) e a sedimentação ou flotação de materiais constituídos principalmente de partículas em suspensão. A areia e os sólidos grosseiros normalmente são enterrados, e o material sedimentado constitui o lodo primário, que demanda tratamento antes de sua disposição final adequada.

Carboidratos, proteínas, óleos e graxas são degradados biologicamente no tratamento secundário. Tais compostos carbonáceos são transformados em compostos mais simples (CO_2, CH_4, H_2, H_2O, NH_3, H_2S, etc.), e as bactérias que realizam o tratamento se reproduzem e têm sua massa aumentada em função da quantidade de matéria degradada (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999).

Von Sperling (2005) ressalta que, embora o objetivo precípuo desta etapa seja a remoção de matéria orgânica, pode-se, eventualmente, alcançar bons níveis de remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo).

Por fim, o tratamento terciário tem por objetivo a adequação do efluente para seu lançamento no corpo receptor. Busca-se a remoção complementar de poluentes não suficientemente removidos no tratamento secundário, ou ainda, a remoção de poluentes específicos (usualmente tóxicos ou compostos não biodegradáveis) (VON SPERLING, 2005).

A Figura 3.1 apresenta o detalhamento dos níveis de tratamento em um sistema convencional de tratamento de esgotos.

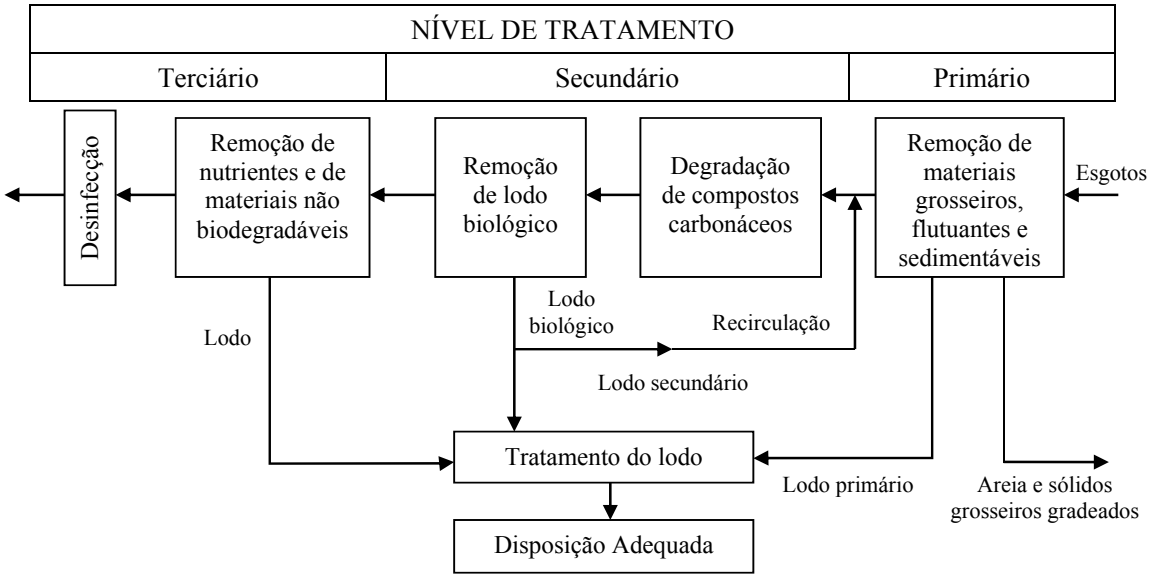

Figura 3.1: Conceito de sistema convencional de tratamento de esgotos

Fonte: adaptado de Campos (1999)

A utilização de processos anaeróbios no tratamento secundário traz grandes vantagens para a operação da ETE, pois estes produzem menor quantidade de lodo, além de, em geral, dispensarem a digestão do mesmo (KATO *et al.,* 1999).

Por ocasião do emprego de processos anaeróbios como tratamento secundário, é comum a utilização de processos aeróbios como pós-tratamento. Nesta situação, o tratamento aeróbio normalmente é dimensionado para a remoção de nitrogênio, fósforo e, possivelmente, patógenos, ainda que também remova matéria orgânica. Tal lógica decorre da baixa eficiência dos processos anaeróbios em remover nutrientes e microorganismos.

Nos sistemas anaeróbios, observa-se que cerca de 70 a 90% do material orgânico biodegradável presente no afluente é convertido em biogás, que por sua vez é removido da fase líquida e deixa o reator na forma gasosa. Apenas cerca de 5 a 15% do material orgânico é convertido em biomassa microbiana, constituindo-se o lodo excedente. Além da pequena quantidade produzida, o lodo excedente apresenta-se mais concentrado e com melhores características de desidratação. A parcela restante deixa o reator como material não degradado (10 a 30%) (CHERNICHARO *et al.,*2001). Já nos processos aeróbios, mais da metade da Demanda Química de Oxigênio (DQO) afluente torna-se lodo, segundo os autores. A Figura 3.2 resume os processos de conversão biológica nos sistemas anaeróbios e aeróbios.

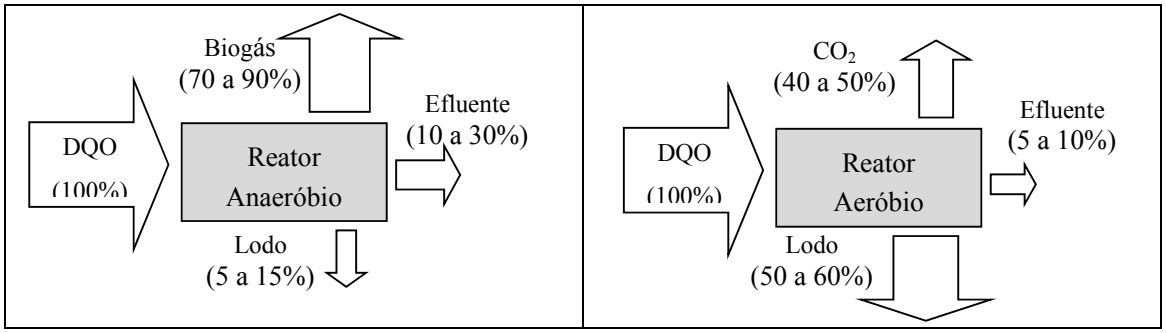

Figura 3.2: Conversão biológica nos sistemas anaeróbios e aeróbios
Fonte: Chernicharo *et al.*(2001)

Portanto, convém ressaltar que o emprego de um tratamento anaeróbio propicia um excelente balanço energético. Além de não demandar energia com agitação ou aeração, processos anaeróbios têm como subproduto o biogás, que pode ser utilizado para a geração de energia.

Andrade Neto e Campos (1999) afirmam que o uso de processos anaeróbios seguidos por processos aeróbios pode trazer melhores resultados, em termos de eficiência e custos, do que aqueles onde são utilizados apenas processos aeróbios com o emprego de aeração mecânica.

De fato, a associação dos dois processos é extremamente vantajosa. A eficiência de tratamento é elevada, similar a de processos aeróbios, mas com custos reduzidos, pois, uma

vez que grande parte da carga orgânica é retirada na etapa anaeróbia, a geração de lodo e a demanda de energia passam a ser bem menores que as de processos aeróbios convencionais (VON SPERLING, 2005).

3.3 Processos anaeróbios

A digestão anaeróbia é um processo microbiológico em que, na ausência de oxigênio, grande parte da matéria orgânica é convertida em uma mistura de gases, principalmente metano e dióxido de carbono. Tal processo ocorre espontaneamente em ambientes naturais, tais como pântanos, sedimentos de lagos e rios e no aparelho digestivo de animais superiores (CHERNICHARO, 1997).

Segundo von Sperling (1996), pelo fato das reações aeróbias liberarem mais energia que as anaeróbias, os organismos aeróbios se reproduzem mais rapidamente e a estabilização aeróbia da matéria orgânica se processa a taxas mais rápidas que a anaeróbia. Para o tratamento de esgotos, a taxa de reprodução maior dos organismos aeróbios resulta em uma maior geração de lodo no processo.

O volume de lodo gerado no processo anaeróbio, em termos práticos, usualmente é menor que 30% do volume produzido pelo processo aeróbio, para um mesmo afluente líquido (ANDRADE NETO e CAMPOS, 1999).

Através de interações sinérgicas, os microrganismos atores da digestão anaeróbia efetuam a transformação de compostos orgânicos complexos, de alto peso molecular, em substâncias orgânicas simples, conforme apresenta o Quadro 3.1.

Quadro 3.1: Principais subprodutos do processo de digestão anaeróbia

Elementos constituintes da matéria orgânica	Principais subprodutos da biodegradação anaeróbia
Hidrogênio	H_2O, H_2S, CH_4, H_2
Carbono	CO_2, CH_4
Nitrogênio	N_2,NH_4
Oxigênio	CO_2
Enxofre	H_2S
Metais	Sulfetos

Fonte: adaptado de Pecora (2006)

A digestão anaeróbia pode ser descrita como um processo de três etapas: hidrólise de compostos orgânicos complexos, produção de ácidos (acidogênese e acetogênese) e produção de metano (metanogênese). A cinética geral de conversão da matéria orgânica é determinada pela cinética do estágio mais lento. No tratamento de esgotos, a hidrólise pode ser a etapa que controla a velocidade de degradação, dependendo da temperatura e dos compostos orgânicos presentes nas águas residuárias (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

O processo inicia-se pela hidrólise da matéria orgânica particulada, onde substâncias complexas são transformadas em compostos solúveis mais simples (menor massa molar), através de enzimas extracelulares excretadas pelas bactérias fermentativas. Da hidrólise das proteínas são formados os aminoácidos, ao passo que os carboidratos são hidrolisados em açúcares simples e os lipídios solúveis em ácidos graxos (VERSIANI, 2005).

Em seguida ocorre a acidogênese. Os compostos dissolvidos, gerados no processo de hidrólise, são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e excretadas como substâncias orgânicas simples, tais como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, alcoóis, ácido lático e compostos minerais como CO_2, H_2, NH_3, H_2S, etc. (FORESTI *et al.,* 1999).

Na acetogênese, os produtos da acidogênese são transformados em acetato, H_2 e CO_2, conforme exemplificam as equações 3.1, 3.2 e 3.3.

$$\underbrace{CH_3CH_2OH}_{etanol} + H_2O \rightarrow \underbrace{CH_3COOH}_{\text{ácido acético}} + 2H_2 \qquad \textit{Equação 3.1}$$

$$\underbrace{CH_3CH_2COOH}_{\text{ácido propiônico}} + 2H_2O \rightarrow \underbrace{CH_3COOH}_{\text{ácido acético}} + CO_2 + 3H_2 \qquad \textit{Equação 3.2}$$

$$\underbrace{CH_3CH_2CH_2COOH}_{\text{ácido butírico}} + 2H_2O \rightarrow 2\,\underbrace{CH_3COOH}_{\text{ácido acético}} + 2H_2 \qquad \textit{Equação 3.3}$$

Estes substratos desencadeiam então a metanogênese, conforme mostram as equações 3.4 e 3.5. Aproximadamente dois terços da produção de metano derivam da conversão de acetato, e o restante é resultado da redução de dióxido de carbono (MACKIE e BRYANT, 1981; METCALF & EDDY, 2003).

$$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2 \qquad \textit{Equação 3.4}$$

$$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O \qquad \textit{Equação 3.5}$$

Segundo Versiani (2005), as arqueas metanogênicas são as responsáveis pela metanogênese na digestão anaeróbia. Estes microrganismos apresentam baixa taxa de crescimento e são mais suscetíveis a alterações ambientais, como choques de temperatura, oscilações do pH, altas concentrações de ácidos orgânicos e presença de material tóxico no meio reacional.

Além dos processos fermentativos, outros processos podem ocorrer no reator anaeróbio. Apesar da ausência de oxigênio dissolvido neste, oxidantes alternativos, como nitrato e sulfato, podem estar presentes, permitindo a ação de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. O nitrato pode ser reduzido a nitrogênio molecular em um processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido a sulfeto (FORESTI *et al.,* 1999).

Um esquema com as etapas da digestão anaeróbia e suas nuances encontra-se ilustrado na Figura 3.3.

A recuperação de energia, sob a forma de metano, possibilita que os processos anaeróbios apresentem balanço energético favorável. Por outro lado, processos aeróbios usualmente consomem energia adicional, uma vez que fazem uso de unidades de agitação e/ou aeração. Ademais, a menor produção de biomassa nos processos anaeróbios reduz substancialmente os custos com processamento e disposição de lodo (METCALF & EDDY, 2003).

Campos (1999) afirma que, em clima quente, os processos anaeróbios são eficientes na remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos e apresentam grandes vantagens: ocupam pequenas áreas, produzem lodo estabilizado e em baixa quantidade, não consomem energia, e usualmente não necessitam de muitos equipamentos eletromecânicos.

As vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios, segundo Chernicharo (1997), são apresentadas no Quadro 3.2.

A eficiência na remoção de matéria orgânica do processo anaeróbio varia de acordo com o sistema de tratamento adotado e os fatores ambientais. O Quadro 3.3 apresenta valores comuns de eficiência e de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) do efluente dos principais sistemas anaeróbios.

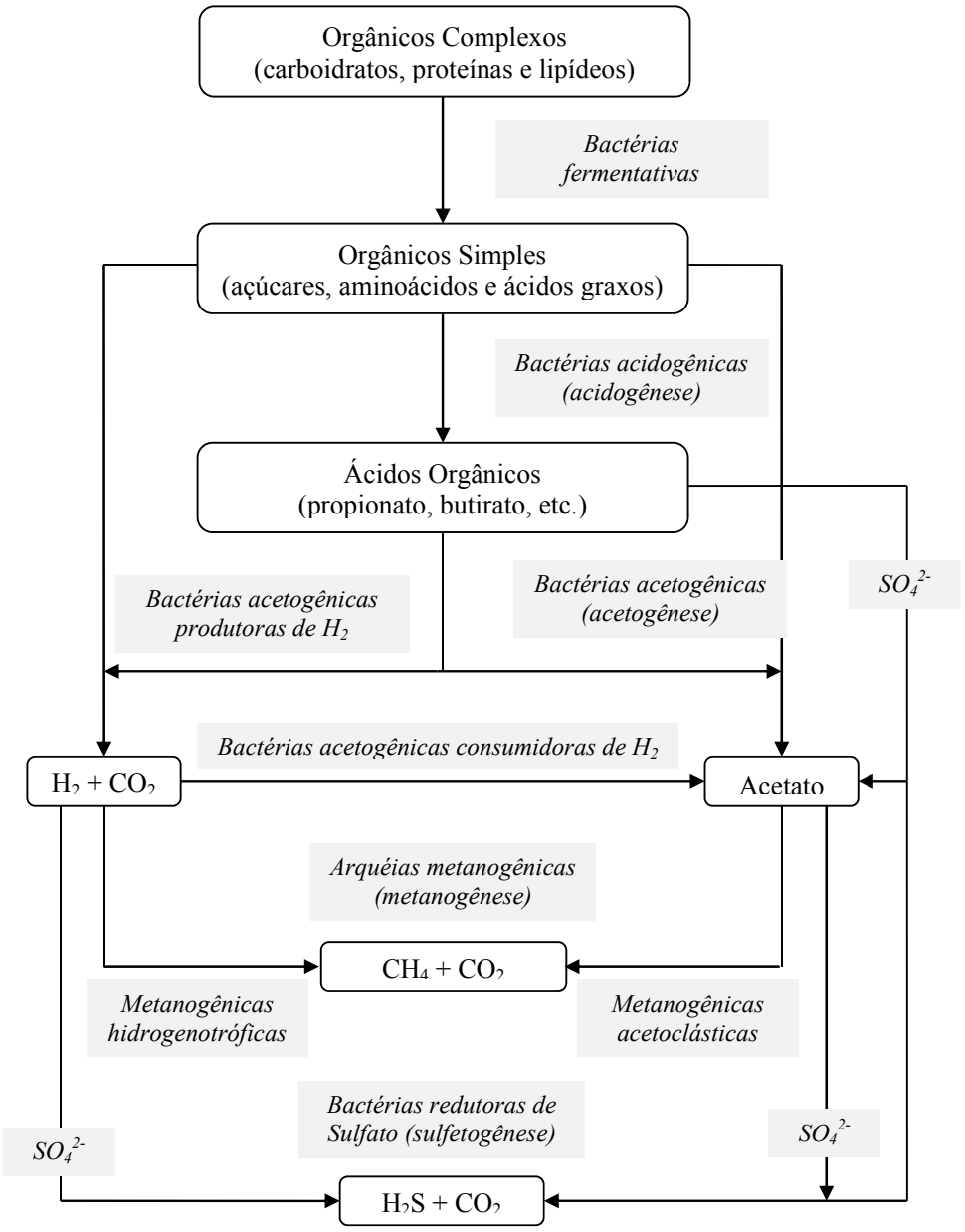

Figura 3.3: Rotas metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia da matéria orgânica (com redução de sulfato)

Fonte: Lettinga *et al.* (1996, *apud* CHERNICHARO, 1997)

Quadro 3.2: Vantagens e desvantagens dos processos anaeróbios

Vantagens	Desvantagens
• Baixa produção de sólidos: cerca de 5 a 10 vezes inferior à que ocorre nos processos aeróbios; • Baixo consumo de energia, usualmente associado a uma elevatória de chegada. Isso faz com que os sistemas tenham custos operacionais muito baixos; • Baixa demanda de área; • Baixos custos de implantação, da ordem de R$ 20 a 40 *per capita*; • Produção de metano, um gás combustível de elevado 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;	• As bactérias anaeróbias são susceptíveis à inibição por um grande número de compostos; • A partida do processo pode ser lenta, na ausência de lodo de semeadura adaptado; • Alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; • A bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas; • Possibilidade de geração de maus odores, porém controláveis; • Possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável; • Remoção de nitrogênio, fósforo e patógenos insatisfatória.

Fonte: Chernicharo (1997)

Quadro 3.3: Valores de referência de concentração do efluente e eficiência de remoção de DBO em processos anaeróbios

Sistema anaeróbio	DBO do Efluente (mg/L)	Eficiência de remoção de DBO (%)
Lagoa anaeróbia	70 a 160	40 a70
Reator UASB	60 a 120	55 a 75
Fossa séptica	80 a 150	35 a 60
Tanque Imhoff	80 a 150	35 a 60
Fossa séptica seguida de filtro anaeróbio	40 a 60	75 a 85

Fonte: Chernicharo *et al.*(2001)

3.3.1 Fatores ambientais importantes nos processos anaeróbios

Os fatores ambientais mais importantes na digestão anaeróbia são a temperatura, o pH, a alcalinidade, os ácidos voláteis, a presença de nutrientes e a ausência de materiais tóxicos (FORESTI *et al.,* 1999; VERSIANI, 2005; CAVALCANTI, 2009).

3.3.1.1 Temperatura

Um dos fatores ambientais mais importantes na digestão anaeróbia, a temperatura afeta os processos biológicos de diversas maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo das bactérias, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídeos (FORESTI *et al.*, 1999).

Três faixas de temperatura podem estar associadas à digestão anaeróbia: faixa psicrófila (0 a 20^{o}C), faixa mesófila (20 a 45^{o}C), e a faixa termófila (45 a 70^{o}C). Pode-se obter uma considerável redução nas dimensões do reator a partir da operação de reatores anaeróbios próximos à temperatura ótima. Por outro lado, mudanças bruscas de temperatura podem afetar o equilíbrio entre bactérias acidogênicas e bactérias metanogênicas (CHERNICHARO, 1997).

A velocidade específica de utilização do substrato é o parâmetro cinético diretamente afetado pela temperatura. Na faixa de temperatura entre 20 e 25°C, tal parâmetro assume valor inferior à metade daquele a 35°C. No entanto, deve-se considerar que a velocidade global de remoção de substrato está associada ao produto da velocidade específica pela concentração de microrganismos ativos no reator. Desta forma, uma mesma velocidade de remoção global pode ser alcançada a temperaturas diferentes (FORESTI *et al.*, 1999).

3.3.1.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis

A metanogênese ocorre a elevadas taxas na faixa próxima ao valor neutro de pH. Uma diminuição da taxa de metanogênese é provocada por um pH menor que 6,3 ou maior que 7,8. Por esta razão, o controle do pH nos reatores anaeróbios é de extrema relevância (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Caso os ácidos produzidos na acidogênese não estiverem sendo removidos na metanogênese, o processo poderá tornar-se instável, ocasionando o chamado "azedamento" do reator, caracterizado pela elevada produção líquida de ácidos (VERSIANI, 2005).

Compostos, como o dióxido de carbono e ácidos graxos voláteis de cadeia curta, tendem a diminuir o pH, ao passo que cátions geradores de alcalinidade, como os íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação de sabão, aumentam a alcalinidade e o pH (FORESTI *et al.,* 1999).

Decorre que a alcalinidade e os ácidos voláteis têm uma intensa interação no reator, estabelecida pela capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia, e em tamponar o pH, caso haja acúmulo de ácidos voláteis (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Ainda que se considere que o afluente apresente pH inferior a 6,5, o tratamento de esgotos sanitários em reatores anaeróbios de alta taxa raramente exigirá cuidados especiais com relação à manutenção do pH, pois um valor adequado e estável do pH é obtido naturalmente, devido à predominância do sistema carbônico (H_2CO_3; HCO^{3-}; CO_3^{2-}) nesses efluentes. Portanto, caso o reator sustente as fases de acidogênese e metanogênese em equilíbrio, o pH no interior do reator deverá manter-se próximo ou pouco superior a 7. Contudo, tal assertiva não é válida para esgotos concentrados originados do uso de águas de baixa alcalinidade, como pode ser o caso de águas litorâneas, nas quais pode ser necessária a adição de substâncias alcalinas para corrigir o pH (FORESTI *et al.,* 1999).

3.3.1.3 Nutrientes

Nitrogênio (N) e fósforo (P) são nutrientes essenciais a todos processos biológicos. A quantidade de N e P em relação à matéria orgânica presente depende da eficiência dos microrganismos em adquirir energia para síntese a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. Um menor requerimento nutricional é resultado da baixa velocidade de crescimento dos microrganismos anaeróbios, quando comparados aos aeróbios (FORESTI *et al.,* 1999).

Para esgotos domésticos, a relação DQO:N:P de 1000:5:1 é indicada para degradação de ácidos graxos voláteis (biomassa com baixa produção celular) e 350:5:1 no caso de degradação de carboidratos (biomassa com alta produção celular) (LETTINGA *et al.,* 1996 *apud* CHERNICHARO, 1997). Outros nutrientes como enxofre, ferro, cobalto, níquel e molibdênio, são necessários em pequenas quantidades (VERSIANI, 2005).

O enxofre (S) também é considerado um nutriente essencial para a metanogênese. Em geral, a concentração de S deve ser da mesma ordem de grandeza ou pouco superior à de P. As bactérias assimilam enxofre a partir de algumas proteínas, ou na forma de sulfetos, originados, em geral, da redução biológica de sulfatos, que é um constituinte comum a muitas águas residuárias (FORESTI *et al.,* 1999).

3.3.1.4 Agentes tóxicos

A sensibilidade dos processos anaeróbios a cargas tóxicas depende significativamente do tempo de retenção celular (ou idade do lodo). Quanto maior for este parâmetro, maior será a capacidade do reator de assimilar cargas tóxicas (FORESTI *et al.,* 1999).

Substâncias químicas, tais como metais pesados e compostos organoclorados, são tóxicas, mesmo em baixas concentrações. No caso de esgotos domésticos, faz-se pouco provável a presença dessas substâncias em concentrações inibidoras, sendo o oxigênio e o sulfeto as substâncias tóxicas possivelmente presentes (VERSIANI, 2005). Contudo, o sulfeto não atinge concentrações altas o suficiente para tornar-se tóxico, e o oxigênio dissolvido só torna-se um problema se o projeto do reator for inadequado.

3.3.2 Biogás

A produção de biogás ocorre a partir de diversos resíduos orgânicos, tais como estercos de animais, lodo de esgoto, lixo doméstico, resíduos agrícolas, águas residuárias e plantas aquáticas (PECORA, 2006).

A composição típica do biogás é de cerca de 60% de metano, 35% de dióxido de carbono e 5% de uma mistura de hidrogênio, nitrogênio, amônia, ácido sulfídrico, monóxido de carbono, aminas voláteis e oxigênio (WEREKO-BROBBY e HAGEN, 2000). Dependendo do processo, pode-se obter de 40% a 80% de metano na composição do biogás, sendo esta influenciada por fatores como pressão e temperatura durante a fermentação (PECORA, 2006). Para o tratamento de esgotos domésticos, os teores de metano no biogás são da ordem de 60 a 80% (CHERNICHARO *et al.*, 1999).

A proporção de cada gás na mistura depende de vários parâmetros, como o tipo de digestor e o substrato (matéria orgânica a ser digerida). O seu poder calorífico está diretamente relacionado com a quantidade de metano existente na mistura gasosa.

Dentre os fatores que influenciam a produção de biogás, França Junior (2008) destaca e descreve os seguintes:

- Natureza do substrato: os substratos nutritivos servem de fonte de alimento aos microorganismos que realizam a decomposição da matéria orgânica e produção de

biogás. Alguns minerais, denominados oligoelementos, são indispensáveis às reações enzimáticas, em doses fracas. Dentre estes elementos, os principais são: cálcio, magnésio, potássio, sódio, ferro, zinco, cobalto, molibdênio, cobre e manganês. Outros elementos, como carbono, nitrogênio, oxigênio, fósforo e enxofre, têm grande relevância no rendimento dos gases de fermentação.

- Composição dos resíduos: a geração de biogás será maior quanto maior for a quantidade de material orgânico no resíduo. Os principais nutrientes dos microorganismos são carbono, nitrogênio, fósforo e sais orgânicos.

- Teor de água: o teor de água deve estar entre 60 % e 90 % do peso do conteúdo total.

- Temperatura: a temperatura tem grande influência no processo enzimático das bactérias formadoras de metano, dado que a 10 °C a atividade das bactérias é muito baixa, e acima de 65 °C as enzimas são destruídas pelo calor. A faixa ideal para a produção de biogás está entre 32 e 37 °C para bactérias mesofílicas e de 50 a 60 °C para bactérias termofílicas. No tratamento de esgotos, em geral, não é feito o controle de temperatura.

- Impermeabilidade: as bactérias metanogênicas são essencialmente anaeróbias e, portanto, inibidas pela presença de oxigênio. Caso haja aporte de ar no reator, a decomposição de matéria orgânica poderá ocorrer na presença de oxigênio, o que, em geral, causará a produção de dióxido de carbono em detrimento do metano.

O poder calorífico do biogás bruto é de cerca de 6kWh/m^3 – equivalente ao poder calorífico de meio litro de óleo diesel – e o do gás purificado 9,5kWh/m^3 (COELHO *et al.*, 2001). O poder calorífico líquido, entretanto, depende da eficiência dos equipamentos empregados no uso energético do gás.

Para tornar o aproveitamento energético do biogás mais eficiente, é recomendável a elevação dos níveis de metano (COELHO *et al.*, 2006), dado que as demais substâncias prejudicarão o processo ao absorver parte da energia gerada.

3.3.3 Metano

O metano é um gás incolor, de pouca solubilidade em água, e sua molécula é tetraédrica e apolar (CH_4). É o mais simples dos hidrocarbonetos, tem alto valor combustível, além de ser o principal subproduto da decomposição anaeróbia de matéria orgânica. Normalmente apenas pequenas quantidades são encontradas em esgoto não tratado. Contudo, ocasionalmente pode haver produção de metano no fundo das tubulações de esgotos, como resultado de atividade anaeróbia motivada por sólidos acumulados (METCALF & EDDY, 2003).

Quando é utilizado o fator de conversão calculado para um período de 100 anos, uma tonelada de metano impacta o efeito estufa o equivalente a 25 toneladas de dióxido de carbono (FORSTER, 2007), o que torna ainda mais importante o aproveitamento energético desse gás, conciliando a geração de energia elétrica renovável com a questão ambiental.

3.3.4 Perdas de metano na digestão anaeróbia

Os resultados de várias pesquisas sobre o uso de reatores anaeróbios no tratamento de esgotos sanitários têm demonstrado que apenas cerca de 30% a 35% da DQO removida nesses reatores tem sido recuperada como metano no efluente gasoso. Portanto, a avaliação correta da atividade metanogênica pode ser muito difícil nesses casos (FORESTI *et al.,* 1999).

A literatura aponta que a produção teórica de metano não é alcançada na prática. Segundo van Haandel e Lettinga (1994), as perdas práticas de metano em reatores UASB podem variar de 20 a 50 % em função da saída de metano dissolvido no efluente e da transferência do gás da superfície de água no reator para a atmosfera.

Souza (2010) aponta a falta de informação acerca do equilíbrio líquido-gás de metano em sistemas anaeróbios, e cita os estudos de Agrawal *et al*. (1997) e de Singh e Viraraghavan (1997), que calcularam a perda de metano no efluente de reatores UASB, de acordo com a lei de solubilidade de Henry (lei que permite o cálculo da concentração de saturação de um gás na fase líquida para uma dada pressão), quantificando em 50% e 60%, respectivamente, o déficit em relação à produção teórica de metano.

Keller e Hartley (2003) chegaram a valores de perda de metano da ordem de 14%, e Seghezzo (2004) calculou que a perda equivale a 18% da DQO afluente. Veronez e Gonçalves (2002)

obtiveram em seu estudo perda de 39% em relação à produção teórica. Souza (2010) obteve valores de perda superiores a 30%, e faz menção do estudo desenvolvido por Hartley e Lant (2006), onde os pesquisadores avaliaram a condição de saturação de metano no efluente de reatores anaeróbios, e encontraram valores que atingiram até 7 vezes a saturação dada pela lei de Henry.

3.3.5 Geração de energia a partir do biogás em ETE

Em geral, são duas as possibilidades para o aproveitamento do biogás produzido em uma ETE. A primeira consiste na queima direta do gás, com vistas à geração de calor, e a segunda na conversão em eletricidade.

Ademais, o uso do biogás como combustível veicular tem crescido. No final de 2005 existiam 1600 postos de abastecimento de biogás para uso veicular na Europa. Segundo dados da EC (The European Commission), em 2007 o país mais avançado nesse campo era a Suécia, com 779 ônibus e mais de 4500 automóveis abastecidos com biogás (ZANETTE, 2010).

A conversão energética do biogás (processo que transforma o biogás em energia) pode ser realizada a partir de diversas tecnologias. Na conversão do biogás em energia elétrica, a energia química contida em suas moléculas é transformada em energia mecânica por um processo de combustão controlada. Essa energia mecânica ativa um gerador, responsável por sua conversão em energia elétrica (COELHO *et al.*, 2006). As principais vantagens e os atuais empecilhos à utilização do biogás em ETEs, segundo Salomon e Lora (2005), encontram-se descritos no Quadro 3.4.

Quadro 3.4: Vantagens e empecilhos à utilização do biogás em ETEs

Vantagens	Empecilhos
• Geração descentralizada e próxima aos pontos de carga, a partir de fonte renovável; • Redução na quantidade de eletricidade comprada da concessionária, e, em decorrência, de custos; • Possibilidade de processos de cogeração; • Redução das emissões de metano para a atmosfera; • Créditos de carbono; • Maior controle de maus odores.	• Escassez de tecnologias nacionais de geração de energia a partir do biogás; • Em geral, a utilização do biogás demanda a retirada de constituintes, como o H_2S; • Ausência de casos reais que comprovem a viabilidade econômica; • Falta de fiscalização e penalidades por possíveis danos ambientais; • O biogás é um gás leve e de baixa densidade, de difícil liquefação, o que dificulta seu transporte e armazenamento.

Fonte: adaptado de Salomon e Lora (2005)

A presença de água e dióxido de carbono no biogás prejudica o processo de queima, tornando-o menos eficiente. Outros contaminantes, como o gás sulfídrico (H_2S), podem estar presentes, possibilitando a corrosão precoce dos equipamentos, diminuindo tanto a vida útil, quanto o rendimento do motor térmico utilizado (COELHO *et al.*, 2006).

A siloxina é outro contaminante típico do biogás de tratamento de esgotos. Trata-se de um composto de sílica presente em produtos de higiene pessoal e cosméticos. Na ordem de ppb (partes por bilhão), sua presença causa a formação de grãos de sílica (areia) no interior dos equipamentos, que ao longo do tempo, geram problemas nos rotores de turbinas e motores (CAPSTONE, 2001, *apud* COELHO *et al.*, 2006).

A presença de siloxina no biogás está diretamente ligada ao uso de cosméticos e produtos de higiene pessoal (principalmente pasta de dente) pela população que gera o efluente a ser tratado. Em comunidades com baixo poder aquisitivo o teor de siloxina tende a ser menor do que em comunidades de maior poder aquisitivo, onde o consumo de produtos de higiene pessoal é maior (COELHO *et al.*, 2006).

A Figura 3.4 apresenta o resultado do estudo realizado por Alves (2000), onde foi estabelecida uma relação entre o poder calorífico do biogás e a porcentagem, em volume, de metano constituinte.

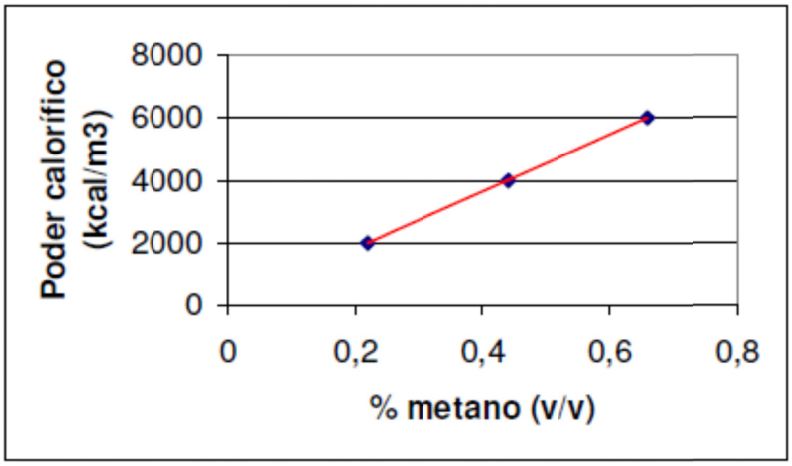

Figura 3.4: Relação entre o poder calorífico do biogás e porcentagem, em volume de metano, em estudo realizado por Alves (2000)

Em geral, o poder calorífico inferior do biogás varia entre 5000 e 7000 kcal/m³, de acordo com sua composição (METCALF & EDDY, 2003; VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994) e, quando purificado, pode atingir cerca de 8200 kcal/m³ (COELHO *et al.*, 2006). O poder calorífico líquido, entretanto, é função da eficiência dos equipamentos empregados na conversão energética do gás.

Na conversão para energia elétrica, as turbinas a gás e os motores de combustão interna do tipo ciclo Otto são as tecnologias mais utilizadas (PECORA, 2006). De forma geral, ainda que os motores apresentem maior eficiência de conversão, as turbinas a gás podem levar a um aumento da eficiência global de conversão, se operadas em sistemas de cogeração. Os motores apresentam, normalmente, rendimento de 30 a 35%, e as turbinas de 20 a 30%, desconsiderada a cogeração (COELHO *et al.*, 2006).

O funcionamento adequado e a preservação do equipamento utilizado na conversão exigem que a composição do biogás esteja adequada às especificações do fabricante. Para tanto, pode ser necessária a remoção de impurezas do biogás, através das técnicas apresentadas no Quadro 3.5.

Quadro 3.5: Técnicas de remoção de impurezas do biogás

Impureza	Método	Detalhes
Água	Adsorção	Sílica gel
		Peneira molecular
		Alumina
	Absorção	Etileno glicol
		Temperatura -6,7 °C
		Selexol
	Refrigeração	Resfriamento a 2º C
Hidrocarbonetos	Adsorção	Carvão ativado
	Absorção	Óleo leve
		Etileno glicol
		Selexol
		Temperatura entre -6,7 °C e -33,9°C
	Combinação	Refrigeração com etileno glicol e adsorção em carvão ativado
CO_2 e H_2S	Absorção	Solventes orgânicos
		Selexol
		Flúor
		Rectisol
		Soluções de sais alcalinos
		Potássio quente e potássio quente inibido
		Alcanolaminas
		Mono, di – tri – etanol amina
		Deglicolamina
		Ucarsol-CR
	Adsorção	Peneiras moleculares
		Carvão ativado
	Separação por membranas	Membrana de fibra oca
Siloxina [1]	Adsorção	Carvão ativado

Fonte: Alves (2000)

Nota: [1] Fonte: Capstone (2001, *apud* COELHO *et al.*, 2006)

3.3.6 Reator UASB

O Reator UASB (abreviação de "*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*") é também designado por outras denominações, tais como: reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (RAFA, RAFAMAL), reator anaeróbio de leito fluidizado (RALF), digestor anaeróbio de fluxo ascendente (DAFA), etc.

Na década de 70, a aplicação do Reator UASB para tratamento de esgotos domésticos foi pesquisada pelo professor Gatze Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen (Holanda). Atualmente, reatores UASB vêm sendo implantados em países em desenvolvimento, principalmente os de clima quente como Brasil, Colômbia, México e Índia, principalmente por apresentarem simplicidade operacional e serem econômicos. Esses reatores são dotados de um sistema de separação das fases líquida, sólida e gasosa e o fluxo do esgoto no reator é ascendente (VERSIANI, 2005).

O tratamento de esgotos sanitários em reatores UASB só é economicamente viável caso não seja necessário o aquecimento dos reatores. Tal limitação pode restringir a aplicação bem-sucedida de reatores anaeróbios a locais em que a temperatura do líquido se mantém acima de 20°C. Ainda que tenham sido realizados experimentos onde o tratamento ocorreu mesmo a temperaturas na faixa entre 10°C e 15°C, as eficiências alcançadas foram pouco superiores àquelas obtidas em unidades de tratamento primário (FORESTI *et al.*, 1999).

Segundo Cavalcanti (2009), a eficiência de remoção do material orgânico no reator UASB depende basicamente da concentração e composição do material orgânico no afluente, das condições ambientais no reator, da massa de lodo anaeróbio e do contato entre o material orgânico afluente e o lodo no sistema. A autora ressalta ainda que, como no Brasil a temperatura é favorável à digestão anaeróbia, os nutrientes encontram-se abundantes no esgoto doméstico e os materiais tóxicos em baixas concentrações, o desempenho de reatores UASB fica condicionado à configuração do reator e à massa de lodo nele contida.

Os processos físicos e bioquímicos ocorrem no perfil do reator, entre os níveis de entrada e saída do líquido. O perfil é caracterizado pela distribuição do lodo biológico, que é o agente do tratamento. Próximo ao fundo, o lodo biológico é muito denso e com partículas de boa sedimentação, e à medida que se aproxima do topo do reator, a distribuição torna-se mais dispersa e com partículas mais leves. A região ao fundo, com o lodo concentrado, denomina-

se leito de lodo, e a região de lodo disperso, mais acima, denomina-se manta de lodo (CHERNICHARO, 1997).

O contato necessário entre a água residuária e o lodo no reator é eficiente, pois o gás gerado na manta de lodo é suficiente para manter o lodo fluidizado e assegurar um bom nível de mistura (PECORA, 2006).

Para que a biomassa não deixe o sistema com o efluente, ela é retida na parte superior do reator UASB por uma estrutura que possibilita a separação e acúmulo de gás e de separação e retorno dos sólidos (biomassa). Tal estrutura é comumente denominada separador trifásico, por separar o líquido, os sólidos e os gases. Sua presença implica na retenção de grande parte da biomassa no sistema, alcançada por simples retorno gravitacional (ao contrário de outros processos, como o de lodos ativados, que requerem bombeamento do lodo de retorno), além da garantia de que as bolhas de gás não penetrarão na zona de sedimentação (VON SPERLING, 2005).

A grosso modo, o reator UASB é ao mesmo tempo um decantador primário, um reator biológico, um decantador secundário e um digestor de lodo (KATO *et al.*, 1999). O lodo retirado do reator UASB já sai digerido e adensado, demandando apenas desidratação. Além disso, a desidratabilidade do lodo ali gerado é ótima (VON SPERLING, 2005).

O lodo dos reatores UASB é retirado por meio de tubulações laterais na parte externa do reator, próximas ao fundo, em níveis diferentes, permitindo ao operador selecionar o melhor nível de retirada do lodo e a quantidade desejada (VON SPERLING, 2005).

No reator UASB, é o lodo que promove as reações biológicas e, em decorrência, não é recomendável a retirada do lodo na camada mais profunda, haja vista que ali se encontra o lodo mais denso (com maior concentração de microrganismos) (VON SPERLING, 2005).

A Figura 3.5 apresenta uma representação esquemática de um reator UASB.

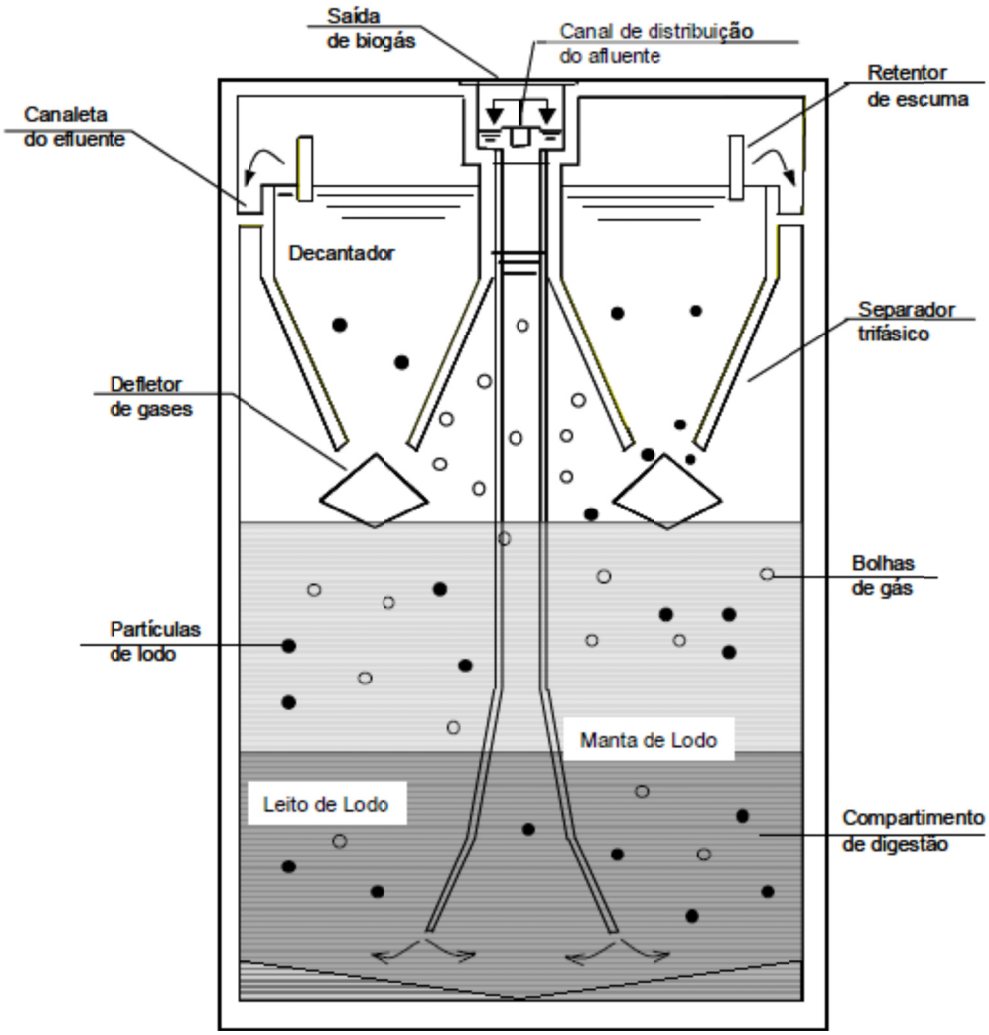

Figura 3.5: Representação Esquemática de um Reator UASB
Fonte: Versiani (2005)

A grande vantagem do reator UASB é tratar águas residuárias em alta taxa por via anaeróbia, ou seja, com baixo tempo de detenção hidráulica (TDH), mas com elevado tempo de retenção de sólidos. Além disso, possibilita a geração do biogás, devidamente canalizado e com elevado conteúdo de metano (SOUZA, 2010).

As vantagens e desvantagens do reator UASB em relação a outros processos anaeróbios são apresentadas no Quadro 3.6.

Quadro 3.6: Vantagens e desvantagens do reator UASB em relação a outros processos anaeróbios (tanque séptico, filtro anaeróbio e lagoa anaeróbia).

Vantagens	Desvantagens
• Mau odor pode ser mais facilmente controlado; • Eficiência igual ou maior, com tempo de detenção menor; • Não tem recheio, não apresentando problemas de colmatação (como ocorre no filtro anaeróbio). • Não demanda grandes áreas (como ocorre com lagoas anaeróbias)	• Grande interferência das flutuações de vazões sobre o sistema; • Dependência da boa operação do pré-tratamento; • Maior sensibilidade a esgotos tóxicos; • Operação mais complexa.

Fonte: adaptado de Campos (1999)

Em termos de remoção de matéria orgânica, o processo anaeróbio através de reatores UASB apresenta diversas vantagens em relação aos processos aeróbios convencionais, entre as quais são destacadas as seguintes (CHERNICHARO, 1997):

- Sistema compacto, com baixa demanda de área e satisfatória eficiência de remoção de DBO/DQO;
- Baixo custo de implementação e de operação;
- Baixa produção de lodo;
- Baixo consumo de energia;
- Possibilidade de rápido reinício;
- Elevada concentração de lodo excedente;
- Boa desidratabilidade do lodo.

Segundo van Haandel e Lettinga (1994), o tratamento no reator UASB promove uma redução de 65 a 80% da concentração do material orgânico. Von Sperling (2005) afirma que a eficiência do reator é, em média, em torno de 70%, e que sua principal limitação é a ineficiência em remover nitrogênio, fósforo e patógenos.

Neste sentido, ainda que apresentem grandes vantagens, os reatores UASB normalmente não são capazes de produzir um efluente que atenda à legislação ambiental brasileira. Portanto, à luz da proteção dos corpos d'água receptores, é fundamental a realização do pós-tratamento do efluente de reatores UASB (GONÇALVES et al., 1997).

3.4 Pós-tratamento de Efluentes Anaeróbios

Considerando-se as limitações intrínsecas associadas aos sistemas anaeróbios e os padrões de qualidade exigidos pela legislação ambiental brasileira, é imprescindível a inclusão de uma etapa de pós-tratamento dos efluentes gerados nos reatores anaeróbios. Para que não sejam provocados danos ambientais nos corpos receptores, a descarga dos efluentes deve ser antecedida pelo polimento de sua qualidade. Tal tem por objetivo a redução dos teores de matéria orgânica e nutrientes e, com vista aos riscos à saúde pública e possível reuso da água, a remoção de agentes microbiológicos (CHERNICHARO *et al.*, 2001).

As características dos sistemas aeróbios mudam sensivelmente quando precedidos de um reator anaeróbio. A remoção inicial de grande parte do material orgânico pode comprometer a remoção de nitrogênio e fósforo em reatores aeróbios, como é o caso do sistema de lodos ativados (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999). Por outro lado, o reator anaeróbio serve também como um equalizador para o reator aeróbio, pois atenua a variação das vazões de esgoto (VON SPERLING *et al.,* 2001).

Caso o objetivo seja a remoção de nitrogênio no pós-tratamento, Alem Sobrinho e Jordão (2001) recomendam que o reator UASB seja dimensionado para a obtenção de 50% de eficiência na remoção de matéria orgânica. Outra alternativa é o lançamento de parte do esgoto bruto diretamente no reator aeróbio.

A escolha do sistema de pós-tratamento depende principalmente dos seguintes fatores: disponibilidade de área, qualidade desejada no efluente, geração de lodo, custo de implantação e custo de operação. A Tabela 3.3 apresenta as características de sistemas clássicos de tratamento de esgotos sanitários, utilizados sozinhos ou antecedidos de um reator UASB.

É possível notar que, para os sistemas 1 (sistema de lodos ativados convencional com adensador e digestor de lodo) e 5 (reator UASB seguido de sistema de lodos ativados), por exemplo, a associação dos processos (sistema 5) apresentou-se vantajosa em todos os quesitos, para a mesma demanda de área, excetuando-se o nitrogênio amoniacal para um sistema de idade do lodo reduzida.

Tabela 3.3: Principais características relativas ao uso de sistemas clássicos de tratamento de esgotos sanitários e de sistemas com reator UASB seguido de pós-tratamento

Sistema	Idade do Lodo θc (dia)	Qualidade Esperada do Efluente(mg/L)			Produção de Lodo			Tipo de Lodo	Custo de Implantação (R$/hab)	Energia para aeração (kWh/hab.ano)	Demanda de área (m²/hab)
		DBO_5	SST	N amoniacal	gSS/hab.d	gLodo / hab.d[(a)]	L Lodo / hab.d [(a)]				
1	<3	≤ 30	≤ 30	> 15	35 a 40	140 a 160	0,14 a 0,16	Digerido	100 a 130 [(b)]	10 a 15	0,03 a 0,10
	4 a 7	≤ 30	≤ 30	> 15	30 a 35	120 a 140	0,12 a 0,14	Digerido	130 a 180 [(b)]	18 a 22	0,03 a 0,10
2	-	≤ 30	≤ 30	> 15	35 a 40	140 a 160	0,14 a 0,16	Digerido	120 a 150 [(b)]	-	0,03 a 0,10
3	18 a 30	≤ 20	≤ 40	< 5	38 a 43	150 a 170	0,15 a 0,17	Estabilizado[(f)]	70 a 100 [(c)]	33 a 37	0,03 a 0,10
4	1,5 a 2	≤ 30	≤ 30	> 15	60 a 65	(nota g)	(nota g)	Não digerido[(g)]	90 a 110 [(b)]	13 a 17	0,02 a 0,05
5	< 4	≤ 30	≤ 30	> 20	22 a 30	90 a 120	0,09 a 0,12	Digerido	70 a 100 [(d)]	5 a 7	0,03 a 0,10
	~ 7	≤ 20	≤ 20	< 5	19 a 27	76 a 110	0,08 a 0,11	Digerido	80 a 110 [(d)]	15	0,03 a 0,10
6	-	≤ 30	≤ 30	> 20	25 a 30	100 a 120	0,10 a 0,12	Digerido	60 a 90 [(e)]	-	0,03 a 0,10
7	-	≤ 30	≤ 30	> 20	25 a 30	100 a 120	0,10 a 0,12	Digerido	70 a 120 [(e)]	-	0,03 a 0,10
8	-	≤ 30	≤ 30	> 20	25 a 30	100 a 120	0,10 a 0,12	Digerido	65 a 100 [(e)]	5 a 7	0,03 a 0,10
9	-	≤ 30	≤ 40	> 25	15 a 25 [(h)]	60 a 100 [(h)]	0,06 a 0,10[(h)]	Digerido[(h)]	65 a 100 [(e)]	20 a 24	0,40 a 0,70
10	-	≤ 30	≤ 40	> 25	20 a 25 [(i)]	80 a 100 [(i)]	0,08 a 0,10[(i)]	Digerido[(i)]	60 a 90 [(e)]	7 a 9	0,20 a 0,30
11	-	≤ 60	≤ 60	> 20	15 a 20	60 a 80	0,06 a 0,08	Digerido	40 a 70 [(e)]	0	1,0 a 1,5
12	-	≤ 60	≤ 40	> 25	15 a 25	60 a 100	0,06 a 0,10	Digerido	40 a 60 [(e)]	0	0,03 a 0,10
13	-	≤ 40	≤ 20	> 25	33 a 40	130 a 160	0,13 a 0,16	Digerido	60 a 80 [(e)]	8 a 12	0,03 a 0,10
14	-	≤ 30	≤ 30	> 20	10 a 15	40 a 60	0,04 a 0,06	Digerido	40 a 70 [(e)]	0	1,5 a 3,0
15	-	≤ 20	≤ 20	> 20	10 a 15	40 a 60	0,04 a 0,06	Digerido	60 a 90 [(e)]	0	0,8 a 1,2
16	-	≤ 20	≤ 20	> 15	10 a 15	40 a 60	0,04 a 0,06	Digerido	70 a 100 [(e)]	0	3,0 a 5,0
17	-	≤ 20	≤ 20	> 15	10 a 15	40 a 60	0,04 a 0,06	Digerido	70 a 100 [(e)]	0	3,0 a 5,0

Fonte: Alem Sobrinho e Jordão (2001)

Notas

Sistema 1: ETE convencional com sistema de lodos ativados (com decantador primário, tanque de aeração e decantador secundário, adensador de lodo e digestor anaeróbio)
Sistema 2: ETE convencional com filtro biológico de alta taxa (com decantador primário, filtro biológico e decantador secundário, adensador de lodo e digestor anaeróbio)
Sistema 3: ETE com sistema de lodos ativados por aeração prolongada (θc = 18 a 30 dias, sem decantador primário)
Sistema 4:ETE com sistema de lodos ativados de alta taxa (θc = 1,5 a 2,0 dias), sem decantador primário e sem digestor de lodo; tanque de aeração com oxigênio puro, ou através de poço profundo tipo deep shaft
Sistema 5: ETE com reator UASB seguido de sistema de lodos ativados
Sistema 6: ETE com reator UASB seguido de filtro biológico de alta taxa

Sistema 7: ETE com reator UASB seguido de filtro aerado submerso ou biodisco (sem nitrificação)
Sistema 8: ETE com reator UASB e biofiltro aerado submerso, com material de enchimento granular (sem nitrificação) e sem decantador secundário
Sistema 9: ETE com lagoas aeradas aeróbias (mistura completa) seguidas de lagoas de decantação
Sistema 10: ETE com reator UASB seguido de lagoa aerada aeróbia (mistura completa) e de lagoas de decantação
Sistema 11: ETE com reator UASB seguido de lagoa de polimento
Sistema 12: ETE com reator UASB seguido de filtro anaeróbio
Sistema 13: ETE com reator UASB seguido de flotação por ar dissolvido
Sistema 14: ETE com reator UASB seguido de escoamento superficial no solo
Sistema 15: ETE com reator UASB seguido de vala de filtração
Sistema 16: ETE com reator UASB seguido de terras úmidas (wetlands)
Sistema 17: ETE com reator UASB seguido de escoamento subsuperficial
(a) considerando o lodo seco com 25% de teor de sólidos
(b) faixa usual de custo para sistemas com populações acima de 200.000 habitantes
(c) faixa usual de custo para sistemas com populações entre 50.000 e 100.000 habitantes
(d) faixa usual de custo para sistemas com populações acima de 50.000 habitantes
(e) faixa usual de custo para sistemas com populações entre 20.000 e 100.000 habitantes
(f) lodo estabilizado, mas de difícil desidratação
(g) para a estabilização do lodo com cal desidratado (pH > 11), chega-se a 75 a 85 gSST/hab.d, que corresponde a 300 a 340 g lodo/hab.d ou 0,30 a 0,34 L lodo/hab.d. Se houver percolação de água pelo lodo, o mesmo volta a ficar não estabilizado
(h) considerando a remoção do lodo digerido da lagoa de decantação a cada 4 a 5 anos
(i) considerando a remoção do lodo digerido da lagoa de decantação a cada 4 a 5 anos e remoção mais freqüente do lodo do reator UASB

3.5 Lodos ativados

O sistema de Lodos Ativados (LA) é um tipo de tratamento típico de ambientes urbanos. É livre de maus odores e a demanda de área é baixa, além de conferir elevada qualidade ao efluente. Tais vantagens implicam em custos elevados, pois há maior produção de lodo que em outros processos e gastos com energia para a aeração. Von Sperling (1997) cita que o sistema de lodos ativados inclui um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, o que implica em operação mais sofisticada.

Conforme apontam von Sperling *et al.* (2001), existem diversas variantes do processo de lodos ativados. Quanto à idade do lodo (relação entre a quantidade de lodo biológico existente no reator e a quantidade de lodo biológico removida do sistema por dia), as principais variantes do processo são o sistema de Lodos Ativados Convencional e o de Aeração Prolongada. Os sistemas podem ainda possuir fluxo contínuo ou intermitente (batelada).

Essencialmente, é comum a qualquer sistema de lodos ativados de fluxo contínuo um tanque de aeração (reator onde ocorrem as reações bioquímicas), um tanque de sedimentação (decantador secundário) e a recirculação de lodo.

A sedimentação dos sólidos (biomassa) ocorre no decantador secundário, permitindo a clarificação do efluente final. Parte dos sólidos sedimentados é recirculada para o tanque de aeração, de forma que se mantenha a concentração de biomassa requerida pelo mesmo (VON SPERLING *et al.,* 2001).

Devido à recirculação do lodo, a concentração de sólidos em suspensão no tanque de aeração é muito alta. Nestes, o tempo de detenção hidráulica é baixo, da ordem de horas, implicando em que o volume do reator seja reduzido. Por outro lado, em função da recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido. A maior permanência dos sólidos no sistema assegura a elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados, uma vez que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica dos esgotos (VON SPERLING, 1997).

No sistema de lodos ativados convencional, um decantador (decantador primário) antecede o tanque de aeração, retirando parte da matéria orgânica sedimentável dos esgotos, conforme o fluxograma apresentado na Figura 3.6.

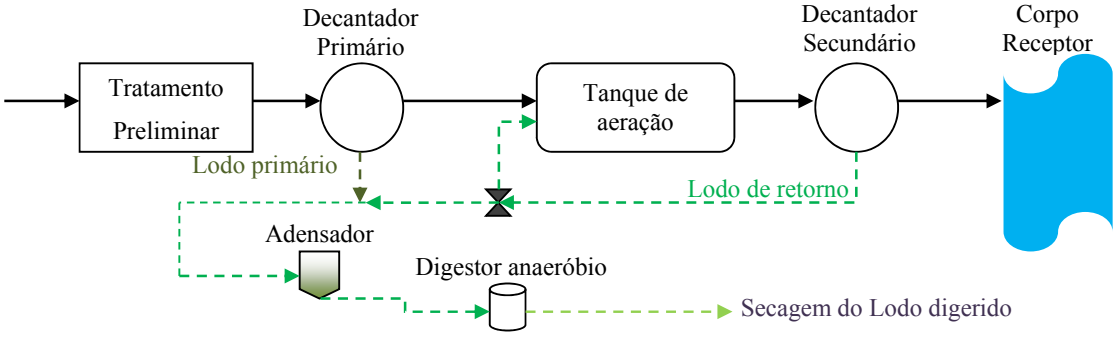

Figura 3.6: Fluxograma de um sistema de lodos ativados convencional

No sistema de Aeração Prolongada, o tempo de detenção hidráulica é aumentado e, em decorrência, o tamanho do reator também. Por esta razão, há menos matéria orgânica por unidade de volume do tanque de aeração e também por unidade de biomassa do reator. Conseqüentemente, as bactérias, para sobreviver, passam a utilizar nos seus processos metabólicos a própria matéria orgânica biodegradável componente de suas células. A matéria orgânica celular é convertida em gás carbônico e água, por meio da respiração, o que corresponde a uma estabilização da biomassa, ocorrendo no próprio tanque de aeração. O consumo adicional de oxigênio para a estabilização de lodo (respiração endógena) é significativo e inclusive pode ser maior que o consumo para metabolizar o material orgânico do afluente (respiração exógena) (VON SPERLING, 1997).

Este tipo de sistema demanda mais energia para aeração que o sistema convencional e, normalmente, não faz uso de decantador primário. O gasto energético adicional decorre da respiração endógena e da estabilização aeróbia do lodo primário, que se dá anaerobiamente no sistema convencional. O sistema de aeração prolongada tem como vantagens a maior eficiência de remoção de DBO no tanque de aeração e o fato de não demandar uma etapa subseqüente de digestão do lodo.

Segundo von Sperling (2005), outra alternativa bastante promissora é a utilização de lodos ativados (com idade do lodo convencional) como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. O reator UASB substitui o decantador primário e recebe também o lodo do tratamento aeróbio, efetuando a digestão e o adensamento, juntamente com o lodo anaeróbio. A Figura 3.7 apresenta o fluxograma típico do processo.

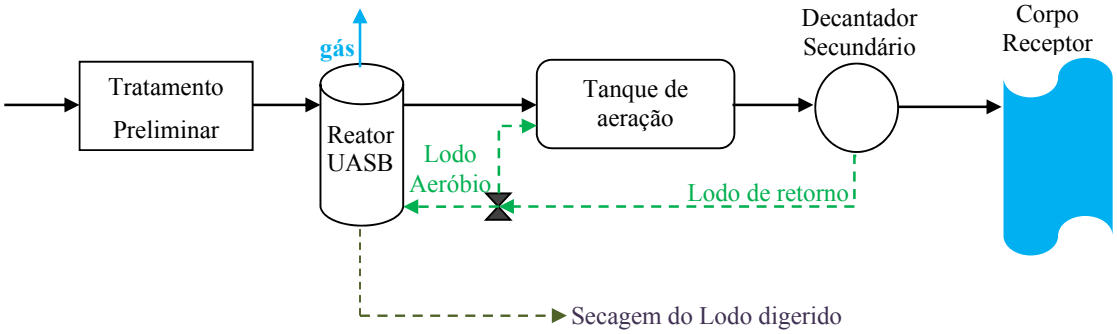

Figura 3.7: Fluxograma de ETE com reator UASB seguido de sistema de lodos ativados

Em relação ao sistema de lodos ativados convencional, suas vantagens são a maior simplicidade operacional e a redução de custos, decorrida principalmente da menor produção de lodo e do menor gasto de energia, ambos ocasionados pela redução da carga removida aerobiamente. Segundo Alem Sobrinho e Jordão (2001), o consumo de energia para aeração cai cerca de 45 a 55% em relação ao sistema convencional, quando não se tem nitrificação, e cerca de 30 a 35%, quando se tem nitrificação quase total. A sua principal desvantagem, segundo von Sperling *et al.*(2001), é a menor capacitação para a remoção biológica de nutrientes (nitrogênio e fósforo).

A Tabela 3.4 apresenta uma comparação de características dos diferentes sistemas de lodos ativados aqui descritos.

A remoção de nitrogênio em um sistema de lodos ativados ocorre, principalmente, pelos processos de nitrificação e desnitrificação. A nitrificação é a oxidação biológica da amônia, tendo como produto final o nitrato. O nitrato é um oxidante alternativo de material orgânico, que pode ser usado pela maioria dos microrganismos de lodo ativado para substituir o oxigênio dissolvido (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999). A nitrificação é responsável por grande consumo de oxigênio e, em decorrência, energia. A desnitrificação ocorre quando o ambiente torna-se anóxico (com presença de nitrato e ausência de oxigênio dissolvido). Nesta condição, o nitrato é reduzido para nitrogênio molecular e, por meio de borbulhamento, deixa o reator.

Tabela 3.4: Principais características das modalidades do sistema de lodos ativados no tratamento de esgotos domésticos

Item geral	Item específico	Lodos ativados Convencional	Aeração Prolongada	UASB + lodos ativados
Idade do lodo	Idade do lodo (d)	4 a 10	18 a 30	6 a 10
Eficiência de remoção	DBO (%)	85 a 95	93 a 98	85 a 95
	DQO (%)	85 a 90	90 a 95	83 a 90
	Sólidos em suspensão (%)	85 a 95	85 a 95	85 a 95
	Amônia (%)	85 a 95	90 a 95	75 a 90
	Nitrogênio (%) [1]	25 a 30	15 a 25	15 a 25
	Fósforo (%) [1]	25 a 30	10 a 20	10 a 20
	Coliformes (%)	60 a 90	70 a 95	70 a 95
Área requerida	Área (m²/hab) [2]	0,2 a 0,3	0,25 a 0,35	0,2 a 0,3
Energia [3]	Potência Instalada (W/hab)	2,5 a 4,5	3,5 a 5,5	1,8 a 3,5
	Consumo (kWh/hab.ano)	18 a 26	20 a 35	14 a 20
Volume de Lodo [4]	A ser tratado (L_{lodo}/hab.d)	3,5 a 8,0	3,5 a 5,5	0,5 a 1,0
	A ser disposto (L_{lodo}/hab.d)	0,10 a 0,25	0,10 a 0,25	0,05 a 0,15
Massa de lodo	A ser tratado (g ST/hab.d)	60 a 80	40 a 45	20 a 30
	A ser disposto (g ST/hab.d)	30 a 45	40 a 45	20 a 30
Custos [5]	Implantação (R$/hab)	80 a 150	70 a 120	60 a 100
	Operação (R$/hab)	10 a 18	10 a 18	7 a 12

Fonte: Von Sperling (1997), Alem Sobrinho e Kato (1999), adaptado de von Sperling *et al.* (2001)

Notas

[1]: Maiores eficiências podem ser alcançadas na remoção de N e de P, por meio de etapas específicas, exceto na modalidade UASB + lodos ativados, que não é eficiente na remoção biológica de N e P.

[2]: Áreas inferiores podem ser obtidas utilizando-se desidratação mecânica. Os valores de área representam a área de toda a ETE, e não apenas das unidades.

[3]: A potência instalada deve ser suficiente para suprir a demanda de O_2 em cargas de pico. O consumo energético pressupõe certo controle do fornecimento do O_2, reduzindo-o em momentos de menor demanda.

[4]: O volume de lodo é função da concentração de sólidos totais (ST), a qual depende dos processos utilizados no tratamento da fase líquida e da fase sólida. A faixa superior do volume *per capita* de lodo a ser disposto está associada à desidratação por meio de centrífuga e filtro de correia (menores concentrações de ST no lodo desidratado), ao passo que a faixa inferior está associada à desidratação por meio de leitos de secagem ou de filtros-prensa (maiores concentrações de ST).

[5]: Valores referentes ao 1º semestre de 2001 (1,00 US$ = R$ 2,30). Os valores apresentados são típicos, mas podem variar, inclusive fora das faixas apresentadas, dependendo de circunstâncias locais.

Segundo van Haandel e Marais (1999), a remoção de nitrogênio sempre ocorrerá em sistemas de lodo ativado que experimentam temperaturas acima de 24ºC pois, nesta situação, o desenvolvimento da nitrificação é praticamente inevitável na presença de oxigênio dissolvido. Os autores ressaltam ainda que sistemas projetados sem a indução das etapas de nitrificação e desnitrificação podem operar de forma instável, se estas ocorrerem. Neste cenário, caso a aeração não seja suficiente para alimentar os processos de nitrificação e degradação da matéria orgânica, o tratamento se dará de maneira menos eficiente. Deve-se ter cuidado também para que a desnitrificação não ocorra no decantador secundário, onde esta pode prejudicar o processo de sedimentação.

Alem Sobrinho e Jordão (2001) afirmam ainda que, em sistemas de lodos ativados que tratam efluente de reator anaeróbio, a nitrificação parece ser mais difícil de ocorrer, e a idade de lodo que a garante, para as temperaturas experimentadas no Brasil, é de cerca de 7 dias. Da mesma forma, a remoção biológica de fósforo destes efluentes torna-se complicada, pois, segundo van Haandel e Marais (1999), a remoção do material orgânico rapidamente biodegradável no reator anaeróbio prejudica o processo de desfosfatação.

Ademais, como no processo de remoção do fósforo o mesmo acaba sendo depositado no lodo, se efetuada a desfosfatação, a digestão do lodo aeróbio no UASB liberará fósforo na fase líquida do reator (VON SPERLING *et al.,* 2001). Portanto, é seguro afirmar que a associação de reator UASB com lodos ativados não é eficaz para a remoção de fósforo. Se esta for necessária, deve-se proceder com a adição de uma etapa subseqüente (geralmente tratamento físico-químico).

Convém ressaltar que uma situação similar ocorre na digestão do lodo de sistemas de lodos ativados convencionais: quando digerido, o lodo de reatores com etapa de desfosfatação libera para a fase líquida grandes quantidades de fósforo, o que pode demandar tratamento físico-químico para a reutilização ou disposição da água retirada do lodo (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

3.6 Lagoas de Alta Taxa

As lagoas de estabilização são grandes tanques de pequena profundidade onde as águas residuárias são tratadas por processos naturais, os quais envolvem principalmente algas e bactérias (SILVA e MARA, 1979). Tratam-se das unidades mais simples de tratamento de esgotos. Em geral, faz-se uso de seu alto tempo de detenção hidráulica (TDH) para garantir a sedimentação ou degradação dos constituintes dos esgotos. A utilização de lagoas é de simples operação, mas demanda grandes áreas, assim como temperatura e insolação elevadas.

Há diversas variantes dos sistemas de lagoas de estabilização, com diferentes níveis de simplicidade operacional e requisitos de área. Em 1960, na Universidade de Berkeley, na Califórnia, construiu-se pela primeira vez uma lagoa de alta taxa, onde a depuração das águas residuárias era consequência de uma cultura intensa de algas (OSWALD, 1963). Nas últimas décadas, impulsionados pela busca por sustentabilidade e otimização energética, estudos (realizados principalmente na Europa, Estados Unidos, África do Sul, Nova Zelândia e Israel) têm buscado estabelecer os critérios para a utilização deste tipo de lagoa.

As lagoas de alta taxa de produção de algas (*High Rate Algae Ponds* – HRAP) são comumente chamadas de Lagoas de Alta Taxa (LAT) no Brasil. Consistem em reatores com forma de um canal de pequena profundidade, onde ocorre movimentação contínua em circuito fechado, similar aos valos de oxidação. Esse sistema é considerado um processo de tratamento de baixo custo que, maximizando a utilização da energia solar, possibilita maior absorção de nutrientes dos esgotos, se comparado ao sistema de lagoa convencional (TEIXEIRA PINTO e ONOYAMA, 1991).

A exemplo das lagoas facultativas, o tratamento biológico é realizado por bactérias aeróbias e algas. As bactérias aeróbias utilizam o oxigênio e a matéria orgânica para seu crescimento, e os produtos finais gerados são o dióxido de carbono (CO_2), nitratos e fosfatos, que são fundamentais para o desenvolvimento das algas. Estas crescem heterotroficamente, a partir dos nutrientes, e autotroficamente, a partir da fotossíntese. No processo fotossintético, em linhas gerais, as algas utilizam o CO_2 do meio e a energia luminosa do sol para produzir açúcares (que fornecem energia às suas células) e oxigênio, que é liberado para o meio e novamente consumido pelas bactérias (Figura 3.8).

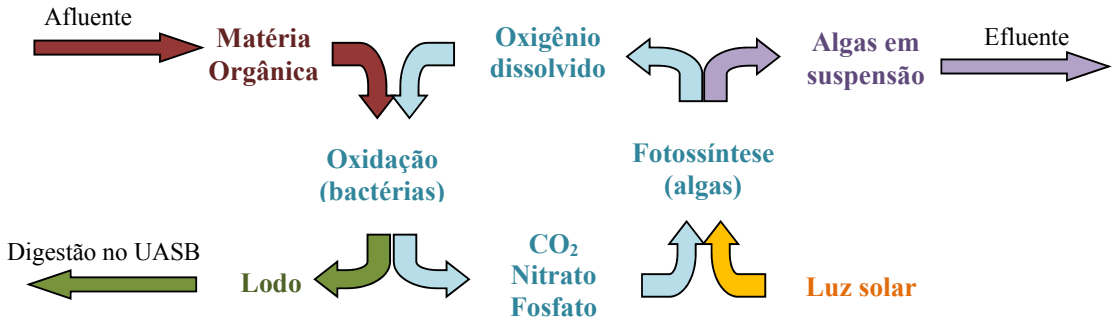

Figura 3.8: Dinâmica do tratamento biológico em lagoas de alta taxa

As Lagoas de Alta Taxa são dimensionadas para maximizar a produção de algas em um ambiente totalmente aeróbio. Para tanto, as lagoas possuem profundidades inferiores a 0,8m, garantindo a penetração da energia luminosa em toda a massa líquida. Em decorrência, a atividade fotossintética é elevada, proporcionando altas concentrações de oxigênio dissolvido e a elevação do pH (devido ao consumo de gás carbônico na fotossíntese). Estes fatores contribuem para o aumento na taxa de mortandade de microrganismos patogênicos e para a remoção de nutrientes (VON SPERLING, 2005).

O processo de remoção de nutrientes ocorre, principalmente, de duas formas. A primeira decorre da elevação do pH, que resulta na volatilização da amônia formada a partir do nitrogênio orgânico, e na precipitação do fósforo. A segunda é o consumo de nutrientes para o crescimento das algas, que são o subproduto desejado. Neste sentido, as lagoas de alta taxa são um excelente pós-tratamento para efluentes de reatores anaeróbios, principalmente quando se tem por objetivo a remoção de patógenos, nitrogênio e fósforo. Adicionalmente, as algas removidas de seu efluente podem ser utilizadas para a geração de energia.

Segundo Narasimhan (2010), sob condições ótimas, as lagoas de alta taxa podem remover cerca de 6 vezes mais DBO por metro quadrado que as lagoas convencionais. Seu tempo de detenção hidráulica é, em geral, de 2 a 6 dias, ao passo que nos sistemas convencionais, é de 10 a 40 dias.

Quanto à produção de lodo, há poucas informações disponíveis na literatura. Nascimento (2001) afirma que as lagoas de alta taxa produzem menos lodo que as lagoas convencionais. Em estudo realizado por Hamouri (2008), a associação de um reator anaeróbio e uma lagoa de alta taxa resultou na geração de lodo de 11g/hab.d. No mesmo estudo, a remoção de NTK foi de 86% e a de fósforo foi de 66%.

As lagoas de alta taxa recebem uma elevada carga orgânica por unidade de área superficial. São utilizados rotores de eixo horizontal (normalmente do tipo roda de pá) com a função de movimentar suavemente a massa líquida. Esta agitação melhora o contato do líquido afluente com as bactérias e algas, reduz as zonas mortas e permite o contato de maior quantidade de algas com a luz solar (VON SPERLING, 2005).

Os rotores também são utilizados para manter uma velocidade horizontal média de cerca de 0,15 a 0,30 m/s, e seu gasto energético não ultrapassa 0,57 kWh/kgDBO removida (CRAGGS, 2005). Paredes centrais são utilizadas para a formação de um ou vários *loops*. As Figuras 3.9, 3.10 e 3.11 apresentam lagoas de alta taxa utilizadas nos estudos de Nascimento (2001) e Wells (2005).

Figura 3.9: Lagoas de alta taxa utilizadas em estudo de Wells (2005), em Ghahamstown (Estados Unidos).

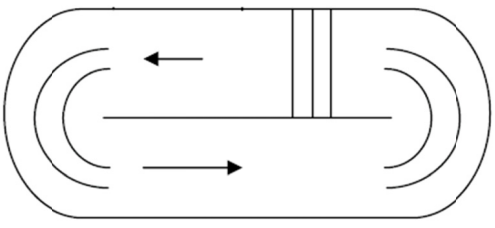

Figura 3.10: Croqui da lagoa de alta taxa utilizada por Wells (2005).

Figura 3.11: Lagoas de Alta Taxa utilizadas em estudo de Nascimento (2001) no Rio Grande do Sul.

3.6.1 Fatores Relevantes para a produção de algas

As condições ideais de crescimento para as culturas de algas variam de acordo com as cepas, e a produção de biomassa depende de muitos fatores. Estes incluem fatores abióticos como temperatura, pH, nutrientes, minerais, dióxido de carbono, intensidade e disponibilidade luminosa; e fatores bióticos como fragilidade da célula e densidade celular. Em geral, os fatores mais importantes para a produção de biomassa algal são a luz solar e a temperatura (NARASIMHAN, 2010).

Convém salientar também que cuidados devem ser tomados quanto à presença de protozoários herbívoros, zooplâncton, parasitismo fúngico e infecção viral. Estes podem levar a 90% de redução da biomassa algal em lagoas de alta taxa (PARK *et al.*, 2010).

As lagoas de alta taxa devem ser dimensionadas de forma que sejam favorecidas a fotossíntese e as reações biológicas. Segundo Cavalcanti (2009), a taxa de fotossíntese depende principalmente da transparência da fase líquida, da radiação solar, da temperatura e da profundidade da lagoa. Já a taxa de oxidação biológica dos poluentes orgânicos, é influenciada principalmente pela temperatura e pela concentração do material biodegradável.

A seguir serão descritos os principais fatores a serem verificados em uma lagoa de alta taxa, com vistas à obtenção de elevada produção de biomassa algal.

3.6.1.1 Luz

A energia para o crescimento algal é fornecida pela luz solar, através da fotossíntese, e deve ser utilizada de maneira eficaz para que sejam alcançados altos índices de produção de biomassa.

Caso não haja limitação de nutrientes, a fotossíntese aumenta conforme a intensidade de luz solar, até o ponto de saturação luminosa, onde se obtém a taxa máxima de crescimento algal. Aumentar a intensidade de luz além deste ponto leva à foto-oxidação (também conhecida por foto-inibição), danificando os receptores de luz das algas e, em decorrência, reduzindo a taxa fotossintética e a produtividade (RICHMOND, 2004).

À medida que aumenta a concentração algal, cresce também o efeito de sombra criado pela biomassa. Uma concentração algal de 300 gSST/m³ absorve quase toda a luz disponível em

15 cm de profundidade da lagoa de alta taxa, sendo que, normalmente, estas são projetadas com 30 cm de profundidade. Entretanto, vórtices turbulentos, resultantes do fluxo da água, e a mistura provocada pelo rotor de eixo horizontal garantem a mistura vertical da lagoa, fazendo com que a biomassa algal seja intermitentemente exposta à luz (PARK *et al*., 2010).

A ausência periódica de luz (durante a noite, por exemplo) causa uma pausa na fotossíntese, que leva à redução dos níveis de oxigênio dissolvido na lagoa e da eficiência do tratamento. Todavia, assim que há disponibilidade de luz novamente, a fotossíntese e o tratamento reiniciam-se com o desempenho esperado. Desta forma, as lagoas de alta taxam devem ser projetadas para lidar com as variações diárias e sazonais de intensidade luminosa. Tal pode ser obtido, por exemplo, a partir do aumento do TDH do sistema ou do armazenamento em tanques (TADESSE *et al.*, 2004). Estas medidas também são importantes para evitar o aumento de poluentes e a inibição do crescimento na lagoa, nos períodos de baixa luminosidade.

Muñoz *et al.*(2005), ao estudarem um fotobiorreator inoculado com algas (consórcio C. sorokiniana–Comamonas sp.), constataram que a produção de oxigênio e a remoção de poluentes caíam quando a iluminação era cessada por 10 horas, mas rapidamente recuperavam-se toda vez que a iluminação era restabelecida. Os autores concluíram então que o armazenamento em tanques não deve afetar a eficiência de uma lagoa de alta taxa.

3.6.1.2 Temperatura

A produtividade algal cresce com o aumento da temperatura na lagoa até uma temperatura ótima. Acima desta, o aumento da temperatura passa a reduzir a produtividade. A temperatura ótima sob condições de máximo crescimento algal (condições de suficiência de nutrientes e luz) varia entre as espécies, mas situa-se comumente entre 28 e 35°C (PULZ, 2001).

A temperatura influencia as taxas de todas as reações químicas relacionadas ao metabolismo e crescimento algal, e suas variações afetam a composição bioquímica das células algais, especialmente lipídeos e proteínas. A temperatura pode alterar também o equilíbrio iônico da lagoa, o pH e a solubilidade dos gases (RICHMOND, 2004).

3.6.1.3 pH

O pH afeta muitos dos processos bioquímicos de metabolismo e crescimento algal, assim como a disponibilidade de CO_2 para fotossíntese e nutrientes. O pH da lagoa é função do crescimento algal, da respiração das bactérias e das algas, da composição iônica, da atividade microbiana e, caso exista, do sistema de adição de CO_2. A fotossíntese eleva o pH, devido ao consumo de CO_2 e HCO_3, fazendo com que este freqüentemente exceda o valor de 11 (CRAGGS, 2005; PARK *et al*., 2010).

O elevado pH aumenta a remoção de nitrogênio e fósforo na lagoa, uma vez que favorece a volatilização da amônia e a precipitação do fósforo. No entanto, a maior concentração de amônia livre é tóxica, e pode reduzir significativamente o crescimento algal e a atividade bacteriana (PARK *et al*., 2010). O pH ótimo para as bactérias aeróbias que degradam a matéria orgânica é de 8,3 (CRAGGS, 2005), ao passo que, para muitas espécies de algas, este é de cerca de 8,0 (PARK *et al*., 2010).

Assim, o aumento no pH pode influenciar tanto o crescimento algal quanto a eficiência de remoção de nutrientes na lagoa de alta taxa. Neste sentido, é importante avaliar o objetivo do tratamento: caso não haja aproveitamento da biomassa algal e/ou sejam requeridos altíssimos índices de remoção de nutrientes, deve-se permitir que o pH atinja valores elevados; caso contrário, a manutenção do pH próximo a 8,0 (pela adição de CO_2, por exemplo), permite uma maior produção de biomassa algal, a ser utilizada, posteriormente, para a produção de energia.

3.6.1.4 Disponibilidade de CO_2

A disponibilidade de CO_2 nas lagoas de alta taxa para tratamento de esgotos depende, predominantemente, da oxidação heterotrófica dos compostos orgânicos pelas bactérias. Entretanto, o esgoto doméstico normalmente não é capaz de prover carbono suficiente para sustentar a produção algal máxima (CRAGGS, 2005).

A adição de CO_2 em lagoas de alta taxa que tratam esgotos domésticos não é praticada atualmente, excetuando-se algumas pequenas estações experimentais. Os resultados obtidos indicam um aumento da produção de biomassa algal. Tal prática é padrão em todas as lagoas

de alta taxa comerciais, já que estas têm por objetivo a máxima produção de algas possível (PARK *et al*., 2010). Os efeitos da adição de CO_2 serão discutidos em item subseqüente.

3.6.1.5 Oxigênio Dissolvido

Durante o dia, as altas taxas de fotossíntese obtidas nas lagoas de alta taxa podem facilmente levar o oxigênio dissolvido (OD) a ultrapassar em 3 vezes a concentração de saturação (PARK *et al*., 2010). Molina *et al.*(2001) acreditam que tal condição pode afetar a produção de biomassa algal. Em estudo realizado pelos autores observou-se que a atividade fotossintética foi reduzida em 17 e 25% para níveis de 200 e 300% de saturação de OD, respectivamente.

Mais pesquisas sobre o tema são necessárias para que se possa conhecer o efeito de altos níveis de OD sobre a produção de biomassa algal em lagoas de alta taxa que tratam esgotos domésticos.

3.6.1.6 Nutrientes

Em lagoas de alta taxa comerciais usualmente adiciona-se fertilizante em excesso para evitar a limitação de nutrientes no crescimento algal (MOLINA *et al.*,2001). Dado que a biomassa algal tem a composição típica de $C_{106}H_{181}O_{45}N_{16}P$, é necessário um fertilizante com a relação 16N:P (CRAGGS, 2005). Contudo, a relação N:P na biomassa algal pode variar de 4:1 para quase 40:1, dependendo da espécie e da disponibilidade de nutrientes. Destarte, sob as condições adequadas, uma alta produtividade pode ser alcançada mesmo em relações N:P relativamente baixas (PARK *et al*., 2010).

O nitrogênio é o fator principal para a regulação do teor de lipídeos nas células algais. Tipicamente, tal teor é de cerca de 20% (CHISTI, 2008), mas teores superiores a 40% podem ocorrer quando o nitrogênio se torna o fator limitante de crescimento. No entanto, induzir a limitação de nitrogênio para estimular a acumulação de lipídeos em células algais muitas vezes reduz o crescimento da biomassa (TILLETT, 1988), o que sugere que altos teores de lipídeos e alta produtividade algal podem ser mutuamente exclusivos (PARK *et al*., 2010).

3.6.2 Adição de CO_2 em lagoas de alta taxa

A adição de CO_2 em uma lagoa de alta taxa que trata esgotos sanitários aumenta a disponibilidade de carbono para o crescimento algal e também serve para regular o pH (o qual, conforme descrito no item 3.6.1.3, deve ser mantido próximo a 8 para evitar a inibição do crescimento da biota). Mesmo que a remoção físico-química de nutrientes (volatilização da amônia e precipitação de fosfato) seja reduzida com a adição de CO_2, esta redução pode ser compensada pela produção adicional de biomassa algal e a decorrente assimilação de nutrientes (PARK *et al*., 2010).

Em estudo realizado por Godos *et al.*(2010), a adição de 5,5 L/min de gás enriquecido com CO_2 (7% de CO_2) em uma lagoa de alta taxa, resultou no aumento de 30% da concentração de biomassa algal. Em estudo similar, desenvolvido por Park *et al*.(2010), a adição de CO_2 resultou em aumento superior a 30% na produção de biomassa, e foi demonstrado também que a manutenção do pH abaixo de 8 (a partir da adição de CO_2) reduziu a perda de nitrogênio por volatilização da amônia (5 a 9% de perda, contra 24% de perda na lagoa sem adição de CO_2), o que resultou em maior assimilação de nitrogênio pela biota (bactérias e algas).

Chisti (2008) propõe que, quando for o caso, o biogás produzido pela digestão anaeróbia em uma ETE seja queimado para a geração de energia, e que o gás de exaustão resultante seja utilizado como fonte de CO_2 para as lagoas de alta taxa.

Park *et al*. (2010) sugerem que a adição de CO_2 seja realizada contra o fluxo (com o intuito de criar turbulência), em um compartimento de aproximadamente 1,5m de profundidade, conforme é apresentado na Figura 3.12.

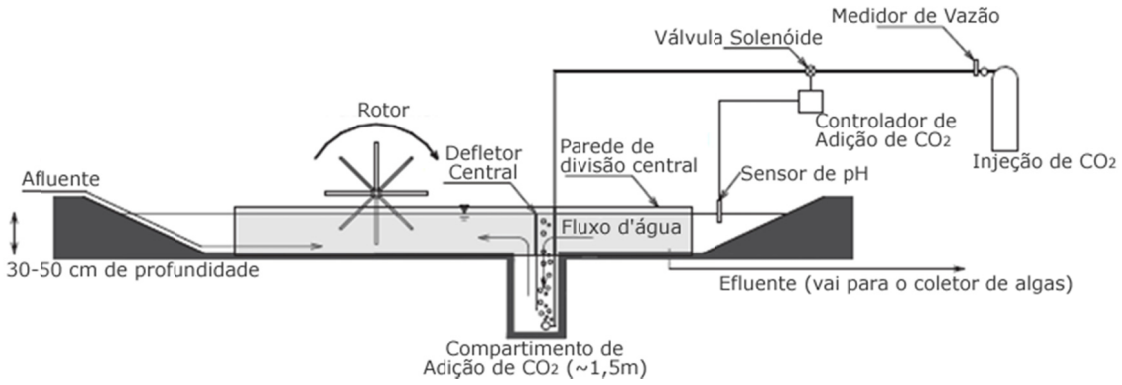

Figura 3.12: Vista lateral de uma lagoa de alta taxa com adição de CO_2
Fonte: Park *et al*. (2010)

3.6.3 Coleta de biomassa algal

A coleta eficiente da biomassa algal é essencial, tanto para a viabilização da produção de energia, quanto para a obtenção de efluente final de boa qualidade. Segundo Park *et al.*(2010) a maior parte das tecnologias, incluindo métodos químicos e mecânicos, eleva consideravelmente os custos operacionais, possivelmente ao ponto comprometer economicamente o processo.

A Tabela 3.5 apresenta resultados das principais tecnologias aplicadas no polimento do efluente de lagoas, em estudo realizado por Oliveira e Gonçalves (1999).

Tabela 3.5: Principais tecnologias aplicadas no polimento do efluente de lagoas

Tecnologia	Observação	Taxa Apl. ($m^3/m^2.d$)	(mg/l) no efluente		
			SS	DBO	DQO
Filtro de pedra submerso	Remove algas	0,8	37	30	-
Filtração intermitente em areia	Remove algas	0,37[1]	25	21	-
Micropeneiras	Remove algas	60 a 120	< 30	<30	-
Processo PETRO	Remove algas, nitrifica	-	23	-	96
Gramíneas	Remove algas, nitrifica	0,013	5,5	3,5	-
Lagoas terciárias	Remove coliformes	-	96	-	153
Microfiltração[2]	Remove algas e S. faecalis	-	-	-	-
Biofiltro aerado submerso	Remove algas	45,6	31	-	85
Físico-Químico[3]	Remove algas	75	30,5	-	59

Fonte: Oliveira e Gonçalves (1999)
Notas: [1]: TDH de 52 dias. [2]: 100% de remoção. [3]: decantação e lodo regenerado como coagulante

A complexidade na remoção das algas do efluente deve-se principalmente ao pequeno tamanho de suas células (< 20 μm), à sua densidade similar à da água, e à forte carga negativa em sua superfície celular, particularmente durante seu crescimento exponencial (MORAINE *et al.*, 1979).

É possível aumentar a biofloculação natural das algas, propiciando a sedimentação por simples gravidade, através de, por exemplo, condições de limitação de nitrogênio e adição de CO_2. Esta seria a alternativa mais viável economicamente para recuperação de biomassa algal com vistas à geração de energia, porém, são necessários mais estudos sobre o tema. A utilização de centrífugas, por outro lado, é extremamente custosa atualmente, sendo viável apenas como um processo de coleta complementar (PARK *et al*., 2010).

A unidade físico-química (UFQ), por sua vez, é uma excelente alternativa. Com o uso desta após sistema composto por lagoa anaeróbia e lagoa facultativa, Oliveira e Gonçalves (1999) obtiveram efluente com 30,5 mg/L de Sólidos Suspensos Totais (SST). Já Gonçalves *et al.*(2000) obtiveram concentrações médias de 21 mg/L de SST (73% de eficiência na remoção de SST do efluente da lagoa facultativa) utilizando cloreto férrico, e calcularam o custo médio da unidade em R$0,05/m³ de esgoto tratado (em 2000). Souza (2005) obteve efluente de um sistema anaeróbio seguido de lagoa de polimento e UFQ com as seguintes características médias: 23 mg/L de SST, 28 mg/L de DBO_5 e 67 mg/L de DQO. As desvantagens da UFQ são o aumento na produção de lodo e o fato das reações químicas serem sensíveis ao pH.

Dados de produção e coleta de algas em diversas lagoas de alta taxa experimentais são apresentados na Tabela 3.6:

Tabela 3.6: Produção algal medida em lagoas de alta taxa experimentais

HRAP	Local	Produção por área (g/m².d)		Área (m²)	Volume Total (m³)	Autor do estudo	Ano
		Total	Coletada				
Comercial	Havaí	40	-			Laws *et al*.	1988
	Havaí	29,7	-			Laws *et al*.	1988
	Havaí	26	-	48	5,8	Sheehan *et al*.	1998
	Havaí	30	-	9,2	1,1	Sheehan *et al*.	1998
	Havaí	37,5	-	9,2	1,1	Sheehan *et al*.	1998
	Novo México	14	-	100	22,5	Weissman e Goebel	1988
	Novo México	21	-	100	22,5	Weissman e Goebel	1988
	Israel	12,9	-	2	0,3	Richmond *et al.*	1993
Tratamento de esgotos	Califórnia	18,4	14,8	1000	-	Benemann	1986
	Israel	33	-	120	-	Shelef	1982
	Israel	35	-	150	-	Shelef	1982
	Nova Zelândia	25[1]	16,8	32	8	Park e Craggs	2010
	Filipinas	15,3	11,9	100	-	Oswald	1987
	Escócia	18[1]	-	13	-	Cromar *et al*.	1996
	Espanha	12,7-14,8	9,9-11,5	1,54	-	García *et al*.	2006
	Kuwait	15	-	12	-	Banat *et al*.	1990

Fonte: Park *et al*.(2010)
Nota: [1] Produção algal no verão.

3.6.4 Geração de energia a partir de algas

O uso de lagoas de alta taxa que tratam esgotos domésticos para produção de algas e conversão de biocombustíveis tem recebido pouca atenção, se comparado com lagoas de alta taxa comerciais. A biomassa algal produzida e coletada a partir do tratamento dos esgotos

pode ser convertida em biocombustíveis por vários métodos. Como exemplo, pode-se tomar a digestão anaeróbia da biomassa (biogás), a transesterificação de lipídeos (biodiesel) e a fermentação de carboidratos (bioetanol) (PARK *et al.*, 2010). Antunes e Silva (2010) apontam outras alternativas para a conversão da biomassa algal em energia, tais como a obtenção de hidrogênio em reatores solares simples, a combustão da biomassa ou a gaseificação.

No que tange o conteúdo energético, a Tabela 3.7, elaborada por Brieu (2009), apresenta propriedades de alguns dos combustíveis fósseis e biocombustíveis.

Tabela 3.7: Propriedades de combustíveis fósseis e biocombustíveis

Combustível	Densidade (kg/L)	Poder Calorífico Inferior (PCI)
Bioetanol	0,790	21,2
Biodiesel	0,888	33,0
Óleo de Soja	0,920	34,0
Gasolina	0,750	31,9
Diesel	0,840	36,0

Fonte: Brieu (2009)

A opção mais simples e de melhor custo-benefício para a conversão de biomassa algal em biocombustível é a digestão anaeróbia para a produção de biogás, que gera 0,21 a 0,28 m³ de metano por quilograma de Sólidos Voláteis (SV) algais (SIALVE *et al.*, 2009). A Figura 3.13 apresenta um fluxograma de ETE com reator UASB seguido de lagoa de alta taxa, onde há digestão anaeróbia da biomassa algal coletada e adição de CO_2.

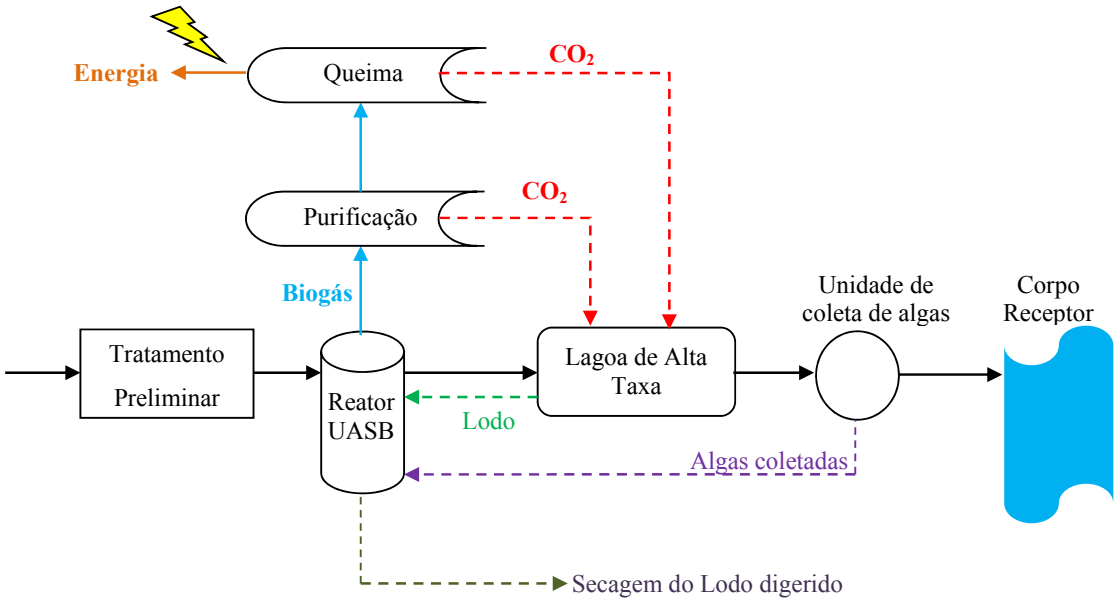

Figura 3.13: Fluxograma de ETE com reator UASB seguido de lagoa de alta taxa, com digestão anaeróbia de biomassa algal e adição de CO_2

Por outro lado, o biodiesel tem sido bastante estudado devido à possibilidade deste eventualmente substituir os combustíveis fósseis, especialmente no setor de transporte. O biodiesel é um biocombustível similar ao diesel obtido a partir de materiais biológicos (portanto, renováveis), tais como óleos vegetais ou gorduras animais, e pode ser utilizado sem mistura ou misturado ao diesel.

É possível produzir biodiesel a partir de matérias-primas vegetais como soja, palma, canola e colza. Contudo, dado o seu elevado rendimento, as algas têm sido cada vez mais exploradas neste setor (CHISTI, 2007). Na Tabela 3.8 é apresentada a produtividade de diferentes fontes de biodiesel.

Tabela 3.8: Produtividade de diferentes fontes de biodiesel

Matéria-prima	Produção de óleo (L/ha.ano)	Produção de biodiesel (L/ha.ano)
Milho	172	137,6
Soja	446	356,8
Canola	1190	952
Pinhão	1892	1513,6
Coco	2689	2151,2
Palma	5950	4760
Microalgas (70% óleo/peso seco)	136900	109520
Microalgas (30% óleo/peso seco)	58700	46960

Fonte: Adaptado de Chisti (2007)

A produtividade de óleos em lagoas de alta taxa é função do teor de lipídeos na biomassa algal e de sua taxa de crescimento. Por sua vez, o teor de lipídeos varia de acordo com a espécie e as condições ambientais. Segundo Park *et al.*(2010), todas as tentativas documentadas de inserir espécies de algas em lagoas de alta taxa que tratam esgotos falharam. Nestas predominam as espécies que crescem naturalmente, e mais pesquisas sobre o tema são necessárias.

Quanto à produção de biodiesel a partir do óleo extraído de microalgas, Carvalho Júnior (2010) relata ser um processo complexo, devido, principalmente, à baixa repetibilidade experimental. O autor constatou ainda que, no processo de transformação, o consumo de energia equivale a 64% da produção energética, na forma de biodiesel.

4 METODOLOGIA

A metodologia do presente estudo visa estimar a geração de energia a partir de subprodutos do tratamento biológico de esgotos sanitários, em uma ETE composta por um Reator UASB seguido de pós-tratamento aeróbio. Foram abordadas as seguintes unidades de pós-tratamento:

- Sistema de lodos ativados: amplamente utilizado, especialmente em ambientes urbanos, devido à sua alta eficiência de tratamento e pequena demanda de área; será considerado um sistema similar ao apresentado pela Figura 3.7;

- Lagoas de alta taxa: possibilitam elevada eficiência no tratamento, além da geração de energia, e atuam sinergicamente com o reator UASB; será considerada a utilização de um sistema similar ao apresentado pela Figura 3.13.

4.1 Qualidade esperada do efluente

Dada a importância do nível de tratamento necessário ao efluente para a escolha da unidade de pós-tratamento, será avaliada a qualidade esperada do efluente nos sistemas propostos. Tal avaliação se dará por meio de informações e resultados de experimentos disponíveis na literatura. Serão abordados os seguintes parâmetros: Sólidos Suspensos (SS), DQO, NTK, Amônia, Fósforo Total, e Oxigênio Dissolvido (OD).

4.2 Quantificação da energia disponível em biogás produzido no Reator UASB

A princípio, faz-se necessário o conhecimento das características do esgoto sanitário. Neste sentido, devem ser feitas estimativas da vazão e da carga do esgoto afluente.

A vazão *per capita* média de esgotos, conforme von Sperling (2005) é dada por:

$$Q = \frac{Q_{pc} \cdot r}{1000} \ (m^3/hab \cdot d) \qquad \textit{Equação 4.1}$$

Onde:

Q = Vazão doméstica *per capita* média de esgotos (m^3/hab.d);

Q_{pc} = Consumo *per capita* de água (L/hab.d);

r = Coeficiente de retorno esgoto / água (o autor recomenda o uso de r = 0,8).

O consumo *per capita* de água adotada, conforme avaliação realizada por Gonçalves *et al*. (2009), indicada na Tabela 3.1, será de 200 L/hab.d .

Contribuições por infiltração não serão consideradas, pois, conforme aponta von Sperling (2005), apresentam baixos níveis de carga orgânica (em geral, nulos) e, dessa forma, não influenciam a produção de metano.

Contribuições industriais também não serão consideradas, pois, normalmente, não é permitido o lançamento de efluentes industriais na rede coletora de esgoto, excetuando-se aqueles similares ao esgoto doméstico. Ademais, caso o efluente lançado por uma indústria seja significativo para a rede, é possível equivalê-lo a um contingente populacional, de acordo com sua vazão ou carga.

Será adotado o valor de 50 gDBO_5/hab.d como a carga de DBO_5 do esgoto doméstico afluente, conforme indicado na Tabela 3.2. Assim, a concentração de DBO_5 no esgoto afluente é dada por:

$$C = \frac{Carga}{Q} \quad (mg/L)$$ *Equação 4.2*

Onde:
Carga = Carga de DBO_5 afluente (g/d);
C = Concentração média de DBO_5 do esgoto afluente (g/m³ = mg/L).

A produção de metano será estimada pela metodologia proposta por Chernicharo *et al.* (1999). Para tanto, é necessária a obtenção dos valores de DQO afluente, produção de sólidos e DQO efluente.

A DQO afluente pode ser estimada a partir da relação DBO_5/DQO. Segundo Metcalf & Eddy (2003), os valores para esta relação variam de 0,33 a 0,49. Na literatura é possível confirmar tal assertiva em diversos estudos, conforme apresenta a Tabela 4.1. Em especial, vale destacar os estudos realizados por Carvalho *et al.*(1993), em Belo Horizonte, e por Silva *et al*. (2003), na região da Grande Vitória: ambos obtiveram o valor médio de 0,47 para a relação. Desta forma, será adotado 0,47 como o valor para a relação DBO_5/DQO.

Tabela 4.1: Resultados de estudos acerca da relação DBO_5/DQO

Autor	Ano	Local	DBO_5/DQO
Silva	1979	EXTRABES – PB	0,33 a 0,47
Oliveira	1982	Rabat (Marrocos)	0,33 a 0,40
Shimada *et al.*	1987	Cuiabá – MT	0,49
Carvalho *et al.*	1993	Belo Horizonte – MG	0,47
Silva *et al.*	2003	Vitória – ES	0,47

Fonte: Silva *et al.*(2003)

A produção de sólidos é função do Coeficiente de Produção de Sólidos Suspensos Totais (Y). Segundo van Haandel e Lettinga (1994), o valor de Y para processos anaeróbios varia de 0,1 a 0,2 kg de DQO de lodo por kg de DQO aplicada. Há de se observar que, quanto maior for a quantidade lodo gerada, menor será a quantidade de matéria orgânica convertida em metano. Portanto, a fim de evitar superestimar a produção de metano, será adotado Y=0,20 $kgDQO_{lodo}/kgDQO_{aplicada}$. A Tabela 4.2 apresenta os resultados de estudos acerca do valor de Y para processos anaeróbios.

Tabela 4.2: Valores do Coeficiente de Produção de Sólidos (Y) para processos anaeróbios

Estudo	Y ($kgDQO_{lodo}/kgDQO_{aplicada}$)
Henze e Harremoës (1983)	0,05 – 0,18
van Haandel e Lettinga (1994)	0,10 – 0,20
Chernicharo *et al.* (1999)	0,11 – 0,23
Andreoli *et al.* (2001)	0,12 – 0,18
Campello (2009) [1]	0,11

Nota: [1] experimento realizado sob condições típicas de clima temperado

A DQO efluente depende da eficiência do reator. Chernicharo *et al.* (1999) obtiveram a partir de dados experimentais a seguinte equação:

$$E_{DQO} = 100 \cdot (1 - 0{,}68 \cdot TDH^{-0{,}35}) \qquad \textit{Equação 4.3}$$

Onde:

E_{DQO} = Eficiência do Reator UASB em termos de Remoção de DQO (%);

TDH = Tempo de Detenção Hidráulica (h).

Os autores recomendam a utilização de 6 a 10 horas como Tempo Detenção Hidráulica. Será adotado então o TDH de 8 horas.

Conforme a metodologia de Chernicharo *et al.* (1999), a geração de metano pode ser estimada através das Equações 4.4, 4.5 e 4.6. Convém salientar que a obtenção do valor *per capita* é possível devido à utilização da vazão *per capita* na expressão.

$$DQO_{CH4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y \cdot Q \cdot S_0 \quad (gDQO_{CH_4}/hab.d) \qquad \textit{Equação 4.4}$$

$$K_{(T)} = \frac{P \cdot K}{R \cdot (273 + T)} \quad (gDQO_{CH_4}/L) \qquad \textit{Equação 4.5}$$

$$Q_{CH4} = \frac{DQO_{CH4}}{K_{(T)}} \quad (L/hab.d) \qquad \textit{Equação 4.6}$$

Onde:

DQO_{CH4} = carga de DQO convertida em metano ($gDQO_{CH4}$/hab.d);

S_0 = Concentração de DQO afluente (g/m³ = mg/L);

S = Concentração de DQO efluente (g/m³ = mg/L);

Y = Coeficiente de Produção de Sólidos no sistema ($kgDQO_{lodo}/kgDQO_{aplicada}$);

Q_{CH4} = Produção volumétrica de metano *per capita* (L/hab.d);

$K_{(T)}$ = Fator de correção para a temperatura operacional do reator ($gDQO_{CH4}$/L);

P = Pressão atmosférica (1 atm);

K = DQO correspondente a 1 mol de CH_4 (64gDQO/mol);

R = constante dos gases (0,08206 atm.L/mol.K);

T = Temperatura operacional do reator (°C).

A temperatura adotada será de 25 ºC, pouco superior à média das temperaturas mínimas na cidade de Vitória que é de 24,4 °C (VITÓRIA, 2011).

Contudo, perdas de metano em relação à produção teórica devem ser consideradas quando se busca a disponibilidade real do gás. Neste sentido, tendo em vista condições desfavoráveis e tomando por base estudos disponíveis na literatura (apresentados no item 3.3.4 e na Tabela 4.3), será considerada a ocorrência de 40% de perda na produção de metano calculada.

Tabela 4.3: Estudos acerca da perda de metano em relação à produção teórica

Estudo	Perda de metano
van Haandel e Lettinga (1994)	20 – 50%
Agrawal *et al.* (1997)	50%
Singh e Viraraghavan (1997)	60%
Veronez e Gonçalves (2002)	39%
Keller e Hartley (2003)	14%
Seghezzo (2004)	18%
Souza (2010)	36 – 41%

Quanto à purificação do biogás, foi estimada a presença de 90% de metano em sua composição, o que permite estimar também sua produção volumétrica a partir da produção de metano encontrada.

O poder calorífico inferior do biogás purificado é de 8200 kcal/m³$_{biogás}$, segundo Coelho *et al.* (2006). A partir deste, a Disponibilidade Energética (DIE) na forma de biogás pode ser obtida conforme a equação 4.7.

$$DIE(kcal\ /hab.d) = Q'_{biogás}\left(\frac{m^3}{hab.d}\right) \cdot 8200\ \left(\frac{kcal}{m^3}\right) \qquad \textit{Equação 4.7}$$

Onde:
DIE = Disponibilidade Energética *per capita* (kcal/hab.d);
Q'$_{biogás}$ = Produção Volumétrica *per capita* de biogás purificado (m³/hab.d).

4.3 Quantificação da demanda energética em um sistema de Lodos Ativados utilizado como pós-tratamento

A partir das características do efluente do reator UASB, será dimensionado o sistema de lodos ativados que irá recebê-lo. Von Sperling (1997) apresenta o modelo de dimensionamento que será utilizado no presente estudo. O detalhamento deste será apresentado no *Apêndice A*.

Como no caso em questão será tratado efluente de reator anaeróbio, o processo de dimensionamento do sistema de lodos ativados considerará os parâmetros relacionados na Tabela 4.4.

A partir do dimensionamento, é possível estimar a Demanda Energética (DEE) do sistema, dada pela carga de oxigênio necessária para a realização do tratamento. Destarte, a potência instalada poderá então ser comparada com a DIE obtida a partir do aproveitamento do biogás.

Tabela 4.4: Parâmetros de projeto do sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios (esgotos domésticos)

Item	Parâmetro	Valor
Tanque de Aeração	Idade do lodo (d)	6 a 10
	Relação A/M (kg DBO/kgSSVTA.d)	0,25 a 0,40
	Tempo de detenção hidráulica (h)	3 a 5
	Concentração de SSVTA (mg/L)	1100 a 1500
	Concentração de SSTA (mg/L)	1500 a 2000
	Relação SSV/SS no reator (-)	0,75 a 0,77
Sistema de Aeração	Requisitos médios de O_2 – demanda carbonácea (kgO_2/kgDQO aplicada)	0,35 a 0,5
	Requisitos médios de O_2 – demanda carbonácea (kgO_2/kgDBO aplicada)	0,80 a 1,10
	Requisitos médios de O_2 – demanda para nitrificação (kgO_2/kgNTK aplicado)	3,8 a 4,3
	Requisitos médios de O_2 – demanda para nitrificação (kgO_2/kgN disponível) *	4,6
	Relação consumo máximo O_2 / consumo médio O_2	1,2 a 1,5
	Eficiência de oxigenação padrão (kgO_2/kWh)	1,5 a 2,2
	Fator de correção: consumo O_2 padrão / consumo O_2 campo	1,5 a 1,8
Produção de lodo	Produção de lodo aeróbio excedente (retornado ao UASB) (kgSS/kgDQO apl.)	0,30 a 0,40
	Produção de lodo aeróbio excedente (retornado ao UASB) (kgSS/kgDBO apl.)	0,55 a 0,70
	Produção *per capita* de lodo aeróbio excedente (retornado ao UASB) (gSS/hab.d)	8 a 14
	Concentração de SS no lodo retornado ao UASB (mg/L)	3000 a 5000
	Eficiência de remoção de SSV do lodo aeróbio no reator UASB	0,20 a 0,30
	Produção de lodo anaeróbio (kgSS/kgDQO aplicada ao UASB)	0,14 a 0,18
	Produção de lodo anaeróbio (kgSS/kgDBO aplicada ao UASB)	0,28 a 0,36
	Produção *per capita* de lodo anaeróbio (gSS/hab.d)	14 a 18
	Produção de lodo misto total (a ser tratado) (kgSS/kgDQO aplicada ao sistema)	0,20 a 0,30
	Produção de lodo misto total (a ser tratado) (kgSS/kgDBO aplicada ao sistema)	0,40 a 0,60
	Produção *per capita* de lodo misto total (a ser tratado) (gSS/hab.d)	20 a 30
	Produção volumétrica *per capita* de lodo misto total (a ser tratado) (L/hab.d)	0,5 a 1,0
	Concentração do lodo misto (aeróbio + anaeróbio) retirado do UASB (%)	3,0 a 4,0
Decantador Secundário	Taxa de escoamento superficial (Q/A) (m^3/m^2.d)	24 a 36
	Taxa de aplicação de sólidos [(Q+Qr).X/A] ($kgSS/m^2$.d)	100 a 140
	Altura da parede lateral (m)	3,0 a 4,0
	Razão de recirculação (Qr/Q)	0,6 a 1,0
	Concentração de SS no lodo recirculado ao tanque de aeração (mg/L)	3000 a 4000
Tratamento do lodo	Produção *per capita* de SS no lodo a ser disposto (gSS/hab.d)	20 a 30
	Produção volumétrica *per capita* de lodo a ser disposto (L lodo/hab.d)	0,05 a 0,15
	Teor de sólidos (centrífuga, filtro prensa de correias) (%)	20 a 30
	Teor de sólidos (filtro prensa) (%)	25 a 40
	Teor de sólidos (leito de secagem) (%)	30 a 45

* N disponível para nitrificação = NTK afluente – N incorporado ao lodo de excesso (10% do SSV de excesso)

Fonte: von Sperling *et al.*(2001)

4.4 Produção adicional de biogás proveniente da digestão do lodo aeróbio

O dimensionamento do sistema de lodos ativados permite estimar a carga de lodo excedente produzida neste. Considerando que o lodo excedente será estabilizado no reator UASB, pode-se então estimar o decorrente acréscimo na produção de biogás. Para tanto, deve-se utilizar o teor de sólidos voláteis no lodo produzido destinado ao UASB, de acordo com a relação SSV/SS estabelecida no modelo.

A partir dos valores constantes na Tabela 4.4, que sugere que a eficiência de remoção de SSV do lodo aeróbio no reator UASB é de 20 a 30%, será considerado que 25% dos sólidos voláteis do lodo aeróbio excedente serão digeridos. Segundo Andreoli *et al.*(2001), a digestão anaeróbia do lodo produz de 0,8 a 1,1 m³ de biogás por kg SV destruído.

Será avaliada a DIE obtida a partir da produção de biogás no reator UASB, considerando-se também o incremento oriundo da digestão do lodo aeróbio excedente proveniente do sistema de lodos ativados, e esta será comparada com a DEE encontrada visando-se estimar o balanço energético para a configuração proposta (UASB seguido de lodos ativados).

Von Sperling *et al.*(2001) ressaltam que a vazão de lodo aeróbio excedente que chega ao reator UASB é proporcionalmente pequena, e não compromete a operação do mesmo.

4.5 Quantificação da biomassa algal produzida em lagoa de alta taxa utilizada como pós-tratamento

Park *et al.*(2010), embasados por estudo realizado em lagoa de alta taxa na Nova Zelândia, sugerem que a produção de biomassa algal (P_{ba}) pode ser estimada a partir da taxa máxima de conversão fotossintética da luz solar:

$$P_{ba} = \frac{I_0 \cdot \eta_{máx}}{H} \cdot 1000 \ (g/m^2 \cdot d) \qquad \textit{Equação 4.8}$$

Onde:

P_{ba} = Produção de biomassa algal (g/m².d);

I_0 = Radiação solar média (MJ/m².d);

$\eta_{máx}$ = Eficiência máxima de conversão fotossintética da luz solar (%);

H = Valor energético da biomassa algal como calor (kJ/g).

Park *et al.*(2010) sugerem que sejam adotados os valores de 2,4% para $\eta_{máx}$ e 21 kJ/g para H.

A radiação solar média pôde ser estimada a partir da Figura 4.1, que apresenta a média anual de insolação diária no Brasil, segundo a Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL, 2002).

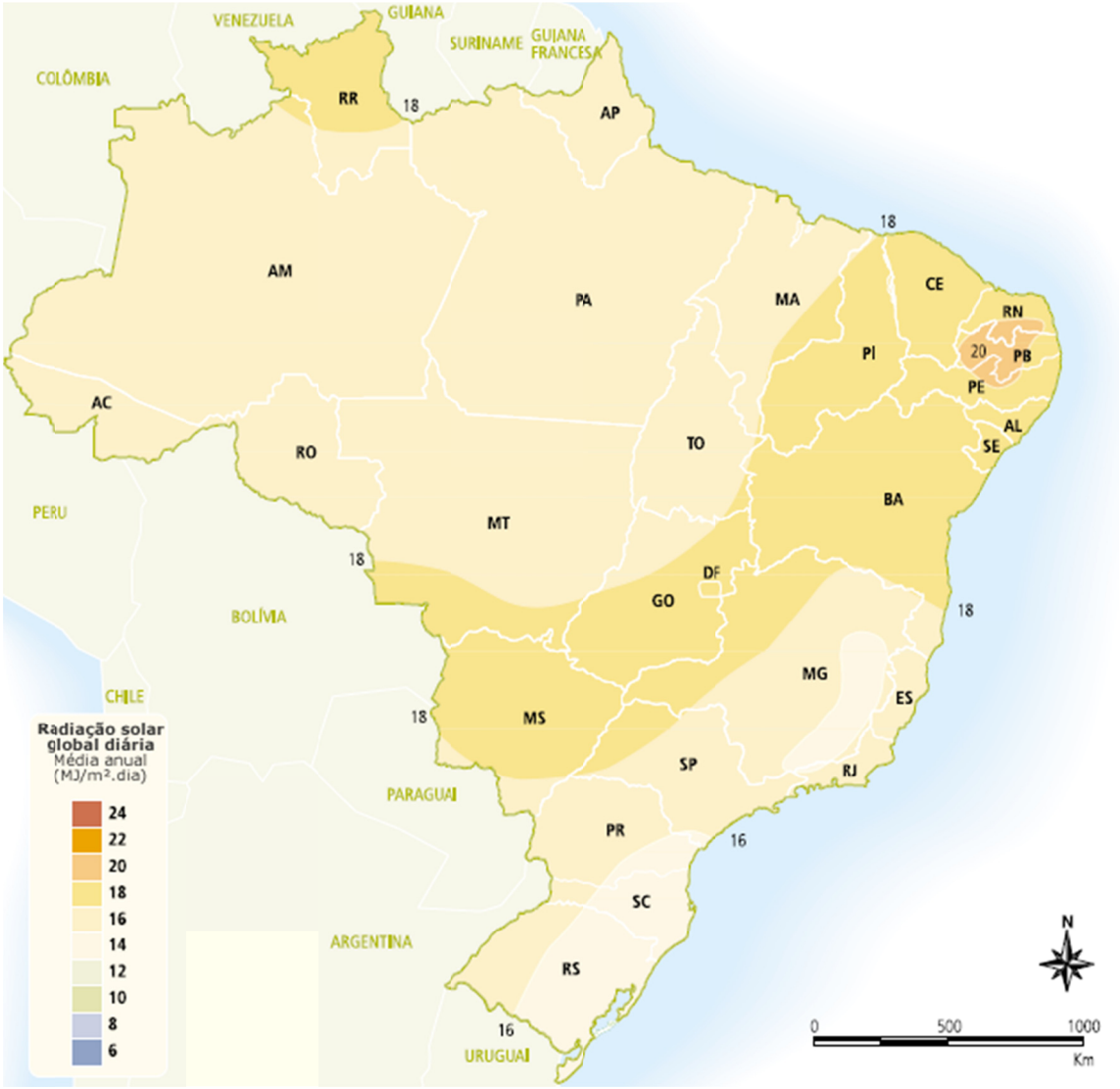

Figura 4.1: Radiação solar global diária no Brasil - média anual típica
Fonte: ANEEL (2002)

Pela suposição da adição de CO_2, proveniente das etapas de purificação e queima do biogás, será considerado um incremento de 30% na produção de biomassa algal, conforme foi discutido no item 3.6.2.

O CO_2 é essencial para a realização da fotossíntese, contudo, sua adição visa principalmente a manutenção do pH próximo a 8,0, que é o valor ótimo para a biota presente nas lagoas, conforme relatado no item 3.6.1.3.

Serão previstas também a perda de biomassa devido à respiração endógena e à sedimentação. Park *et al.*(2010) apontam que tais perdas representam aproximadamente 10% da produtividade.

A biomassa algal produzida deixa a lagoa suspensa no efluente, e deve ser coletada. Conforme descrito no item 3.6.3, existem diversos métodos para a realização da coleta. No presente estudo será adotada a utilização do método físico-químico, com 70% de eficiência, consoante estudos realizados por Oliveira e Gonçalves (1999) e Gonçalves *et al.*(2000). Será possível então estimar a DIE, se realizado o aproveitamento da biomassa algal coletada..

Dado que a produção de biomassa algal calculada se dá em função da área, faz-se necessário o cálculo da demanda de área *per capita* para a obtenção da produção *per capita*. A demanda de área *per capita*, é função da vazão, da profundidade e do TDH:

$$A_{pc} = \frac{Q \cdot TDH}{h} \ (m^2/hab) \qquad \textit{Equação 4.9}$$

Onde:
A_{pc} = Demanda de área *per capita* (m²/hab);
h = Profundidade da lagoa de alta taxa (m).

As lagoas de alta taxa apresentam, em geral, tempo de detenção hidráulica de 2 a 6 dias, segundo Narasimhan (2010), e profundidade de 30 cm, segundo Park *et al.*(2010). Portanto, adotou-se TDH de 4 dias e profundidade de 30 cm. Calculada a demanda de área *per capita*, será possível então obter a produção de biomassa algal *per capita*:

$$P_{pc} = P_c \cdot A_{pc} \ (g/hab \cdot d) \qquad \textit{Equação 4.10}$$

Onde:
P_{pc} = Produção de biomassa algal *per capita* (g/hab.d);
P_c = Produção de biomassa algal coletada (g/m².d).

4.6 Produção de energia a partir da biomassa algal coletada

Segundo Sialve *et al.*(2009), a digestão anaeróbia da biomassa algal gera 0,21 a 0,28 L_{CH4}/gSV. Andrada (2005) analisou efluente de lagoa de polimento utilizada como pós-tratamento de reator UASB, e a relação SSV/SST encontrada variou de 0,85 a 0,87.

Supondo a digestão anaeróbia da biomassa algal no reator UASB, haverá produção adicional de biogás, que pode ser calculada a partir dos dados supracitados e da produção de biomassa algal *per capita* coletada. Será adotada a geração de metano de 0,21 L/gSV e a relação SSV/SST de 0,85.

O lodo sedimentado no fundo das lagoas de alta taxa também pode ser dirigido ao reator UASB, resultando em produção adicional de biogás. Contudo, estudos sobre o lodo de fundo das lagoas de alta taxa são escassos, e o volume de lodo produzido é baixo. Portanto, esta perspectiva não será avaliada.

Segundo Craggs (2005), o gasto de energia com o rotor de eixo horizontal da lagoa de alta taxa não ultrapassa 0,57 kWh/kg$DBO_{removida}$. Portanto, tal valor será utilizado para a estimativa da DEE do rotor. A carga de DBO a ser removida é aquela presente no efluente do reator UASB. Dada a carga de 50 gDBO/hab.d no esgoto bruto, e a eficiência de 70% na remoção de DBO no reator UASB, será calculada a carga afluente à lagoa de alta taxa e, a partir desta, a DEE do sistema.

Através da demanda de área *per capita* e da Tabela 3.8 será possível estimar também o potencial de produção de biodiesel associado à lagoa de alta taxa. Com base no poder calorífico inferior do biodiesel, que é de aproximadamente 33,0 MJ/L (BRIEU, 2009; RODRIGUEZ, 2010), será calculada a DIE a ser obtida no processo. Para tanto, será considerado também o gasto energético da produção de biodiesel, que equivale a 64% da energia gerada (CARVALHO JÚNIOR, 2010).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Qualidade esperada do efluente

Conforme informações disponíveis na literatura, na Tabela 5.1 são apresentadas estimativas da qualidade do efluente nos sistemas propostos por este estudo.

Tabela 5.1: Avaliação da qualidade do efluente nos sistemas de tratamento propostos

Parâmetro	UASB + LA	UASB + LAT
Sólidos Suspensos (mg/L) [1]	≤ 30 [2]	200 – 300 [3]
Remoção de DQO (%) [1]	83 – 90 [4] (≤ 64 mg/L [2])	53 [5] / 66 [6]
Remoção de NTK (%)	57 [7] / 85 [8]	62 [5] / 86 [9]
Remoção de Amônia (%)	75 – 90 [4]	63 [5] / 85 [9]
Remoção de Fósforo (%) [1]	10 – 20 [4]	66 [9] / 71 [10]
Remoção de Coliformes (%)	70 – 95 [4]	95 – 99 [5]
Oxigênio Dissolvido (mg/L)	1 – 2 [11]	5 – 34 [12]

Notas
[1] O teor de sólidos suspensos e DQO no sistema UASB + LAT e o de fósforo total no sistema UASB + LA podem ser reduzidos caso o efluente passe por uma etapa de tratamento adicional (em geral, visando a precipitação destes componentes).
[2] Fonte: Alem Sobrinho e Jordão (2001)
[3] Fonte: Park *et al.* (2010)
[4] Fonte: von Sperling *et al.* (2001)
[5] Fonte: Monteggia e Zancan Filho (2001)
[6] Fonte: Godos *et al.*(2010)
[7] Fonte: Freire *et al.* (2010)
[8] Fonte: Sousa e Foresti (1996)
[9] Fonte: Hamouri (2008)
[10] Fonte: Narasimhan (2010)
[11] Com vistas à redução dos gastos com energia, o sistema de lodos ativados é normalmente projetado para operar com uma concentração mínima de OD de 1,0 mg/L em sua condição crítica.
[12] Fonte: Nascimento (2001)

Conforme discutido no item 3.6.3, para que o efluente final de uma lagoa de alta taxa tenha boa qualidade deve-se fazer uso de uma etapa de coleta dos sólidos suspensos (biomassa algal). Desta forma, o tratamento torna-se mais eficiente e possibilita-se o aproveitamento energético da biomassa algal coletada.

Quanto à remoção de nutrientes e coliformes e à concentração de OD, a configuração UASB + LAT mostra-se superior à UASB + LA. É possível elevar os níveis de remoção de nitrogênio na unidade de lodos ativados, contudo, maior área e gastos com energia seriam

demandados. Por sua vez, a remoção de fósforo nesta configuração só é possível através de uma etapa de tratamento complementar (unidade físico-química, por exemplo).

5.2 Disponibilidade Energética no reator UASB

A partir da Equação 4.1, estimou-se a vazão *per capita* de esgotos:

$$Q_{méd} = \frac{Q_{pc} \cdot r}{1000} = \frac{200 \cdot 0{,}8}{1000} = 0{,}160\ (m^3/hab.d)$$

A razão expressa pela Equação 4.2, resulta que, para a vazão dada, a concentração de DBO_5 do esgoto afluente será de 313 mg/L.

$$C = \frac{Carga}{Q_{méd}} = \frac{50}{0{,}160} = 313\ \ (mg/L)$$

Destarte, conforme sugere estudo realizado por Silva *et al*. (2003), considerou-se a relação DBO_5/DQO igual a 0,47. Tem-se então que a DQO afluente é de 665 mg/L.

A eficiência de remoção de DQO do reator UASB é dada pela Equação 4.3 e, para o TDH de 8 horas, obteve-se:

$$E_{DQO} = 100 \cdot (1 - 0{,}68 \cdot TDH^{-0{,}35}) = 100 \cdot (1 - 0{,}68 \cdot 8^{-0{,}35}) = 67\%$$

Em decorrência da eficiência de 67%, a DQO efluente é de 218 mg/L.

A partir das equações 4.4, 4.5 e 4.6 obteve-se:

$$DQO_{CH_4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y \cdot Q \cdot S_0 = 0{,}16 \cdot (665 - 218) - 0{,}2 \cdot 0{,}16 \cdot 665$$
$$= 50{,}2\ (gDQO_{CH4}/hab.d)$$

$$K_{(T)} = \frac{P \cdot K}{R \cdot (273 + T)} = \frac{1 \cdot 64}{0{,}08206 \cdot (273 + 25)} = 2{,}6\ (gDQO_{CH_4}/L)$$

$$Q_{CH_4} = \frac{DQO_{CH_4}}{K_{(T)}} = \frac{50{,}17}{2{,}617} = 19{,}2\ (L/hab.d)$$

Assim sendo, a produção de metano *per capita* foi de 19,2 L_{CH4}/hab.d. Consideradas as perdas de 40% da produção volumétrica, a geração de metano calculada foi de 11,5 L_{CH4}/hab.d.

O resultado encontrado pode ser comparado com valores disponíveis na literatura. Segundo Metcalf & Eddy (2003), para processos anaeróbios, a produção de biogás é de 100 a 350 litros por kg de DQO removida. Assumindo-se que esta seja de 250 L/kgDQO e tomando-se a carga de DQO afluente calculada, a produção de biogás seria de 17,9 L/hab.d e, considerando 70% de metano em sua composição, a geração de metano seria de 12,5 L/hab.d.

Em outro estudo, Mello (2007, *apud* FRANÇA JUNIOR, 2008) coloca que a taxa média de geração de biogás em ETEs é de 0,17 m³ de biogás por m³ de esgoto tratado. Como corolário, a produção de biogás seria de 27,2 L/hab.d, e para a proporção de 70% de metano no mesmo, a geração de metano seria de 19,0 L/hab.d.

Veronez e Gonçalves (2002) avaliaram a produção de biogás em um reator UASB tratando esgoto sanitário e lodo de descarte de biofiltros aerados submersos. No estudo, os autores propuseram uma fórmula para a produção volumétrica de biogás em função da DQO removida no reator UASB. A solução desta com base nos parâmetros adotados no presente estudo resulta em 35,9 L/hab.d de biogás.

O Quadro 5.1 resume as considerações supracitadas acerca das metodologias para estimar a produção de metano. A metodologia apresentada por Veronez e Gonçalves (2002) prevê perdas de metano de 39% em relação à produção teórica. As demais metodologias não incluem considerações quanto às perdas.

Quadro 5.1: Resumo dos valores de vazão de metano e biogás obtidos a partir de diferentes metodologias

Metodologia	Vazão de Metano (em L_{CH4}/hab.d)	Vazão de biogás (em $L_{biogás}$/hab.d)
Chernicharo *et al.* (1999)[1]	19,2 / 11,5[2]	27,4 / 16,4[2]
Metcalf & Eddy (2003)	12,5[3]	17,9
Mello (2007)	19,0[3]	27,2
Veronez e Gonçalves (2002) [4]	25,2[3]	35,9

Notas
[1]: Metodologia utilizada no presente trabalho. A vazão de biogás é estimada a partir da consideração de 70% de metano em sua composição.
[2]: O valor é obtido quando consideradas perdas de 40% de metano.
[3]: Vazão de metano estimada a partir da consideração de biogás com 70% de metano em sua composição.
[4]: No estudo há produção adicional de biogás devido à digestão de lodo aeróbio no reator.

Considerada a purificação do biogás de forma que se obtenha 90% de metano em sua composição, para o presente estudo, a vazão de biogás a ser aproveitada foi de 12,78 L/hab.d.

Dado que o poder calorífico inferior do biogás purificado é de 8200 kcal/$m^3_{biogás}$, segundo Coelho *et al.* (2006), a energia disponível foi então obtida solucionando-se a Equação 4.7:

$$DIE = Q'_{biogás}\left(\frac{m^3}{hab.d}\right) \cdot 8200\ \left(\frac{kcal}{m^3}\right) = \frac{12{,}78}{1000} \cdot 8200 = 104{,}79\ (kcal/hab.d)$$

Obteve-se que, para a produção de biogás calculada, a DIE foi de 104,79 kcal/hab.d, ou seja, 5,07 Watts por habitante (W/hab, dado 1cal = 4,1833 J).

Por ocasião da digestão de lodo aeróbio do pós-tratamento no reator UASB, será obtida produção adicional de biogás. Esta situação será abordada nos itens subseqüentes.

5.3 Demanda Energética no sistema de Lodos Ativados

Definiu-se, conforme von Sperling (1997) e von Sperling *et al.*(2001), os coeficientes e parâmetros a serem utilizados no dimensionamento do sistema de lodos ativados. Adotou-se a qualidade do efluente em 30 mg/L para DBO e Sólidos em Suspensão, e então dimensionou-se o sistema de lodos ativados. O detalhamento dos resultados encontra-se no *Apêndice A*.

De forma a tornar o dimensionamento mais verossímil, ao invés de serem utilizados valores *per capita*, arbitrou-se que o tratamento atenderia a 30.000 habitantes. A adoção de uma população de 30.000 habitantes representa o dimensionamento de uma ETE de pequeno porte, que é o tipo de ETE para a qual são melhor aplicáveis os resultados decorrentes do presente estudo. A estimativa de um valor de população permite maior segurança na adoção de parâmetros como a potência dos aeradores e a profundidade do reator, por exemplo, e maior clareza na interpretação dos resultados.

A idade do lodo adotada foi de 8 dias (consoante Tabela 3.4). Tal resultou em um reator com 0,03 m³/hab, e remoção de 12,7 gDBO/hab.d. Calculou-se a demanda de oxigênio em 98,20 kgO_2/h e, para satisfazer esta, definiu-se a utilização de 3 aeradores, de 25 cv cada. A demanda de oxigênio para a nitrificação representou mais de 70% da demanda total. Obteve-se 4,09 $kgO_2/kgNTK_{aplicado}$, valor este que se encontra dentro da faixa prevista pela Tabela 4.4.

A potência total instalada foi, portanto, de 75 cv (55,15 kW). Conseqüentemente, a potência requerida *per capita* (ou seja, a DEE) foi de 1,84 W/hab, valor em conformidade com aqueles estabelecidos pela Tabela 3.4.

É importante ressaltar que a DEE foi dimensionada para o cenário de maior aporte de carga orgânica. É recomendável a implementação de uma rotina de economia de energia nas situações mais favoráveis, seja por desligamento programado ou redução da rotação dos aeradores.

5.4 Produção adicional de biogás proveniente da digestão do lodo aeróbio

A carga de lodo excedente produzida, segundo o dimensionamento do sistema de lodos ativados (detalhado no *Apêndice A.6*), foi de 5,88 g/hab.d. Dada a relação SSV/SS de 0,76, a distribuição do lodo em termos de sólidos voláteis e sólidos fixos é:

- Produção de Lodo Total: Px = 5,88 gSS/hab.d
    - Sólidos Voláteis (0,76 Px): Pxv = 4,47 gSV/hab.d
    - Sólidos Fixos (0,24 Px): Pxf = 1,41 gSF/hab.d

Dada a digestão de 25% dos sólidos voláteis presentes no lodo aeróbio excedente (conforme Tabela 4.4), no reator UASB foi digerido 1,12 gSV/hab.d. Segundo Andreoli *et al.*(2001), a digestão anaeróbia de lodo produz de 0,8 a 1,1 $L_{biogás}$/gSV. Por segurança, adotou-se o valor de 0,8. Neste sentido, a geração de biogás no reator UASB a partir do lodo aeróbio excedente é de:

$$Q_{biogás} = 1{,}12\left(\frac{gSV}{hab.d}\right) \cdot 0{,}8\left(\frac{L}{gSV}\right) = 0{,}89\left(\frac{L}{hab.d}\right)$$

Considerando 70% de metano na composição do biogás produzido, caso este seja purificado a 90% de metano, a vazão de biogás purificado será de 0,69 L/hab.d. Assim, a produção total de biogás no reator UASB (calculada em 12,78 L/hab.d no item 5.2), para esta configuração, será de 13,47 L/hab.d.

A exemplo do item 5.2, pode-se calcular a energia disponível, solucionando-se a Equação 4.7:

$$DIE = Q'_{biogás}\left(\frac{m^3}{hab.d}\right) \cdot 8200\ \left(\frac{kcal}{m^3}\right) = \frac{13{,}47}{1000} \cdot 8200 = 110{,}49\ (kcal/hab.d)$$

Assim, para a produção de biogás calculada, a DIE é de 110,49 kcal/hab.d, ou seja, 5,35 Watts por habitante (W/hab). A DEE encontrada foi de 1,84 W/hab, valor inferior à energia disponível no biogás produzido.

Contudo, para que o aproveitamento do biogás supra a DEE, há de se levar em consideração a eficiência de conversão, que para os valores calculados deve ser de, no mínimo, 34%. No caso da energia elétrica, conforme descrito no item 3.3.5, a eficiência de conversão do biogás situa-se em torno de 30%, o que resultaria em 1,60 W/hab. Há de se ressaltar que maior eficiência pode ser obtida, segundo Coelho *et al.*(2006), a partir da cogeração.

Outro fator a ser avaliado é que não há necessidade dos aeradores funcionarem sob as condições de projeto durante todo o dia. Ao passo que o cálculo da produção de biogás utilizou valores médios ou mínimos, os aeradores são dimensionados para o momento de demanda máxima. Com vistas à economia de energia, uma ETE bem operada deve então reduzir a rotação dos aeradores ou desligá-los nos momentos de baixa demanda por oxigenação. Assim, quando houver produção excedente de biogás, esta pode ser armazenada e utilizada nos momentos em que a potência requerida excede a produzida. Desta forma, a produção de biogás poderia suprir toda a demanda de energia dos aeradores.

5.5 Produção de biomassa algal na lagoa de alta taxa

A partir da Figura 4.1, foi possível estimar que a radiação solar diária média (I_0) para o Espírito Santo é de 16 MJ/m².d. Ao solucionarem a Equação 4.8, Park *et al.*(2010) sugeriram a adoção dos valores de $\eta_{máx}$ e H conforme apresentado abaixo:

$$P_{ba} = \frac{I_0 \cdot \eta_{máx}}{H} \cdot 1000 = \frac{16 \cdot 2{,}4}{21} \cdot 1000 = 18{,}29\ (g/m^2 \cdot d)$$

Supondo a perda de 10% da biomassa por sedimentação e respiração endógena (PARK *et al.*, 2010), tem-se a produção de 16,46 g/m².d de biomassa algal. Tal valor é similar aos valores indicados na Tabela 3.6, obtidos experimentalmente.

Considerando-se a adição de CO_2 na lagoa de alta taxa (que resultaria em aumento de cerca de 30% da produção, conforme foi discutido no item 3.6.2), estimou-se a produção de biomassa

algal em 21,39 g/m².d. Supondo que a unidade de coleta tenha eficiência de 70%, a produção coletada será de 14,98 g/m².d.

Dado que a produção de biomassa algal calculada se dá por unidade de área, faz-se necessário o cálculo da demanda de área *per capita* para a obtenção da produção *per capita*. A partir da Equação 4.9, para o TDH de 4 dias e profundidade de 0,3m, obteve-se:

$$A_{pc} = \frac{Q \cdot TDH}{h} = \frac{0{,}160 \cdot 4}{0{,}3} = 2{,}13\ (m^2/hab)$$

Portanto, conforme a Equação 4.10 a produção de biomassa algal *per capita* foi de:

$$P_{pc} = P_c \cdot A_{pc} = 14{,}98 \cdot 2{,}13 = 31{,}95\ (g/hab \cdot d)$$

A partir da demanda de área *per capita* é possível calcular também a concentração de Sólidos Suspensos (SS) na lagoa de alta taxa dimensionada. Dada a produção algal de 21,39 gSS/m².d na lagoa, a vazão de 0,16 m³/hab.d e a demanda de área *per capita* de 2,13 m²/hab, tem-se:

$$SS = \frac{21{,}39\left(\frac{gSS}{m^2 \cdot d}\right) \cdot 2{,}13\left(\frac{m^2}{hab}\right)}{0{,}16\left(\frac{m^3}{hab}.d\right)} = 285\frac{gSS}{m^3} = 285\ mg/L$$

O valor encontrado encontra-se no intervalo previsto pela Tabela 5.1.

5.6 Produção de energia a partir da biomassa algal coletada

Dada a relação SSV/SST de 0,85, a distribuição da biomassa em termos de sólidos voláteis e sólidos fixos é:

- Biomassa algal total coletada: Sx = 31,95 gSS/hab.d
    - Sólidos Voláteis (0,85 Sx): SV = 27,16 gSV/hab.d
    - Sólidos Fixos (0,15 Sx): SF = 4,79 gSF/hab.d

Considerando que a digestão anaeróbia da biomassa algal gera 0,21 L_{CH4}/gSV, obteve-se a produção adicional de 5,70 L/hab.d de metano no UASB.

$$Q_{metano} = 27{,}16\left(\frac{gSV}{hab.d}\right) \cdot 0{,}21\left(\frac{L}{gSV}\right) = 5{,}70\left(\frac{L}{hab.d}\right)$$

Caso o biogás gerado seja purificado de maneira que se obtenha um teor de 90% de metano, a produção adicional de biogás será de 6,34 L/hab.d. Portanto, a produção total de biogás no reator UASB (calculada em 12,78 L/hab.d no item 5.2), para esta configuração, será de 19,12 L/hab.d.

Similarmente ao item 5.2, pode-se calcular a energia disponível, solucionando-se a Equação 4.7:

$$DIE = Q'_{biogás}\left(\frac{m^3}{hab.d}\right) \cdot 8200\left(\frac{kcal}{m^3}\right) = \frac{19{,}12}{1000} \cdot 8200 = 156{,}75\ (kcal/hab.d)$$

Tem-se que, para a produção de biogás calculada, a DIE é de 156,75 kcal/hab.d, ou seja, 7,59 Watts por habitante (W/hab). Supondo que a conversão do biogás em energia elétrica tenha eficiência de 30%, a potência obtida com a conversão será de 2,28 W/hab.

Dado o gasto de 0,57 kWh/kgDBO (ou 2052kJ/kgDBO), a carga de 50 gDBO/hab.d e a eficiência de remoção de 70% de DBO no UASB, calcula-se a DEE do rotor:

$$DEE = 2052\left(\frac{kJ}{kgDBO}\right) \cdot 1000 \cdot \frac{0{,}05}{86400}\left(\frac{kgDBO}{hab \cdot s}\right) \cdot (1 - 0{,}7) = 0{,}36\left(\frac{W}{hab}\right)$$

A DEE (0,36 W/hab) é, portanto, muito inferior à DIE (7,59 W/hab em biogás, ou 2,28 W/hab em energia elétrica). Tal DEE pode ser atendida pela DIE obtida no aproveitamento do biogás gerado no reator UASB, mesmo sem o incremento na produção ocasionado pela digestão da biomassa algal. O gasto energético na unidade físico-química (UFQ) e na separação da biomassa não foi avaliado.

Por ocasião da utilização da biomassa algal coletada para a produção de biodiesel, esta pode ser calculada a partir da demanda de área *per capita*, de 2,13 m²/hab, e da Tabela 3.8, que sugere uma produção de biodiesel de 4,696 L/m².ano (para microalgas com 30% de lipídeos em seu peso seco):

$$P_{Biodiesel} = \frac{4{,}696}{365}\left(\frac{L}{m^2 \cdot d}\right) \cdot 2{,}13\left(\frac{m^2}{hab}\right) = 0{,}02745\left(\frac{L}{hab \cdot d}\right)$$

Dado o poder calorífico inferior do biodiesel de 33,0 MJ/L (BRIEU, 2009; RODRIGUEZ, 2010) e a produção calculada, a DIE na forma de biodiesel é de:

$$DIE = \frac{P_{biodiesel}}{86400}\left(\frac{L}{hab.s}\right) \cdot 33\,000\,000\,\left(\frac{J}{L}\right) = \frac{0{,}02745}{86400} \cdot 33\,000\,000 = 10{,}48\ (W/hab)$$

Portanto, o gasto energético (DEE) na produção do biodiesel, equivalente a 64% da energia gerada (CARVALHO JÚNIOR, 2010), é de 6,71 W/hab. Neste sentido, o saldo energético na produção de biodiesel é, por conseguinte, de 3,77 W/hab. Tal valor pode ser acrescido pela produção de biogás no UASB, que é de 5,07 W/hab, totalizando a DIE de 8,84 W/hab no sistema. Se convertida em energia elétrica com 30% de eficiência, a produção de biogás gera 1,52 W/hab, totalizando assim 5,29 W/hab.

Deve-se ressaltar que a produção de biodiesel normalmente não visa à geração de energia elétrica, como ocorre com o biogás. A grande relevância do biodiesel, principalmente para a indústria automotiva, decorre de sua similaridade com combustíveis fósseis, tais como diesel e gasolina.

5.7 Resumo dos resultados

O Quadro 5.2 resume os principais resultados obtidos acerca dos sistemas dimensionados. Na Figura 5.1 os resultados são apresentados graficamente e, adicionalmente, é feita comparação com o sistema de lodos ativados convencional que, conforme a Tabela 3.4, apresenta DEE média de 3,5 W/hab. A Figura 5.2 apresenta o saldo energético encontrado no presente estudo para cada um dos sistemas de tratamento biológico abordados.

Quadro 5.2: Resumo dos resultados acerca dos sistemas dimensionados

Parâmetro	Reator UASB	UASB + LA	UASB + LAT + UFQ
Sólidos Suspensos	40 mg/L [5]	30 mg/L	30 mg/L [7]
DQO	218 mg/L	64 mg/L	70 mg/L [7]
Remoção de NTK [1]	10% [6]	57 – 85 %	62 – 86 %
Remoção de Fósforo [1]	5 – 15 % [6]	10 – 20 %	66 – 71 %
Remoção de Coliformes [1]	70 – 95 % [6]	70 – 95 %	95 – 99 %
Oxigênio dissolvido [1]	≈ 0 mg/L	1 – 2 mg/L	5 – 34 mg/L
Produção de biogás[2]	12,78 L/hab.d	13,47 L/hab.d	19,12 L/hab.d
Energia sob forma de biogás	104,79 kcal/hab.d	110,49 kcal/hab.d	156,75 kcal/hab.d
DIE obtida com o biogás	5,07 W/hab	5,35 W/hab	7,59 W/hab
Conversão p/ energia elétrica [3]	1,52 W/hab	1,60 W/hab	2,28 W/hab
DEE do sistema	-	1,84 W/hab	0,36 W/hab
Demanda de Área	0,01 m²/hab	0,03 m²/hab	2,15 m²/hab
Produção de biodiesel[4]	-	-	10,02 L/hab.ano
DIE obtida com o biodiesel	-	-	10,48 W/hab
DEE na produção de biodiesel	-	-	6,71 W/hab
Saldo energético final (Energia elétrica + biodiesel)	1,52 W/hab	-0,24 W/hab	4,93[8] W/hab

Notas
[1] Valores retirados da Tabela 5.1;
[2] Considerando biogás purificado a 90% de metano;
[3] Considerando 30% de eficiência na conversão;
[4] Caso haja produção de biodiesel, a produção de biogás obtida é aquela calculada para o reator UASB;
[5] Chernicharo *et al*. (1999) para o TDH de 8 horas
[6] von Sperling *et al*. (2001) para o TDH de 8 horas
[7] Valor estimado com base em estudo realizado por Souza (2005);
[8] Valor Obtido = Energia elétrica gerada no UASB + DIE obtida com o biodiesel – DEE do sistema – DEE na produção de biodiesel.

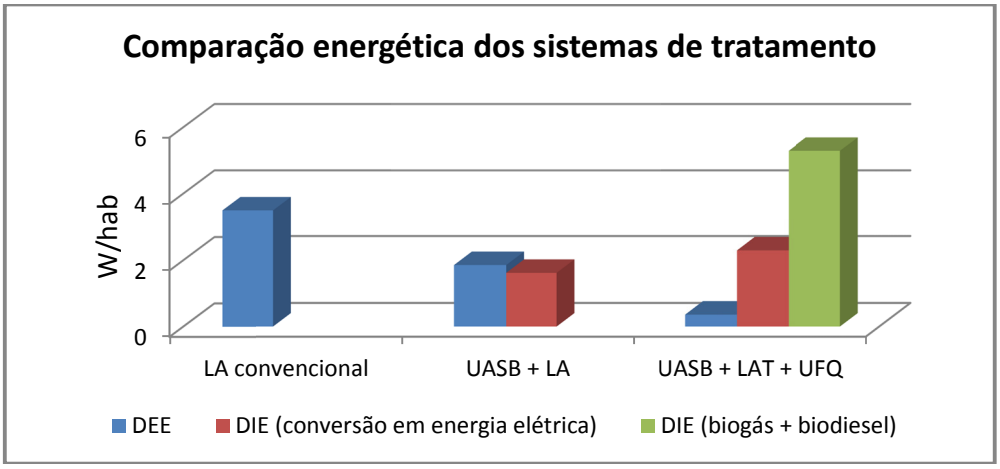

Figura 5.1: DEE e DIE dos sistemas de tratamento abordados

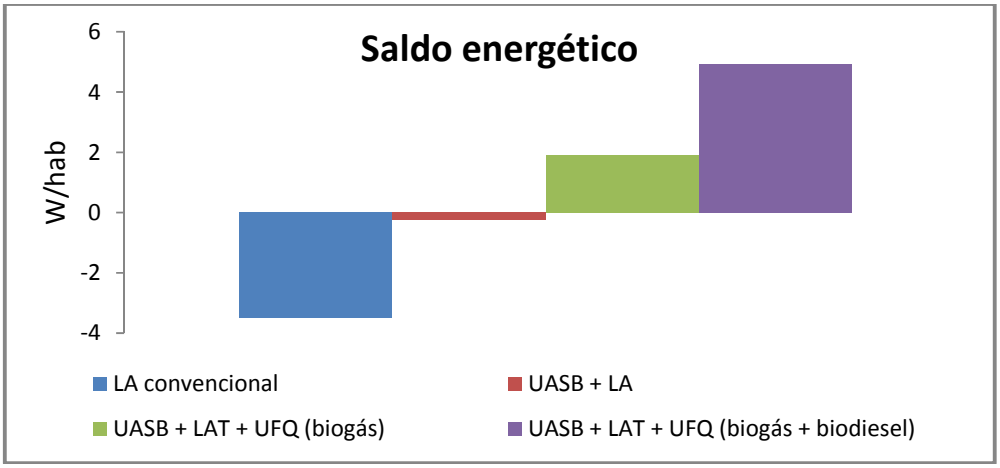

Figura 5.2: Saldo energético dos sistemas de tratamento abordados

Com base nos resultados obtidos, é possível afirmar que a utilização do sistema de lodos ativados precedido de reator UASB é vantajosa, se comparada ao sistema de lodos ativados convencional. Pode-se inferir ainda que, caso haja disponibilidade de área para implantação, a utilização de reator UASB seguido de lagoa de alta taxa supera o sistema de lodos ativados convencional e o precedido de reator UASB, tanto na qualidade do efluente quanto nos gastos com energia. Há de se ressaltar também que as lagoas de alta taxa apresentam complexidade operacional inferior à do sistema de lodos ativados, e que seus agentes de tratamento são organismos fotossintetizantes e, portanto, atuam no seqüestro de CO_2, contribuindo para a redução da concentração deste gás na atmosfera.

6 CONCLUSÃO

No presente estudo, avaliou-se a produção *per capita* de biogás em um reator UASB com TDH de 8 dias e quantificou-se a energia, sob a forma de potência, proveniente desta. Os valores obtidos foram, respectivamente, 12,78 L/hab.d de biogás purificado a 90% de metano, e 5,07 W/hab.

O uso do sistema de lodos ativados como pós-tratamento do reator UASB foi avaliado. A partir do dimensionamento do sistema, obteve-se a potência requerida para a aeração (1,84 W/hab), a carga de lodo excedente destinada à digestão no reator UASB (5,88 gSS/hab.d), e a decorrente produção adicional de 0,69 L/hab.d, totalizando 13,47 L/hab.d de biogás purificado.

Segundo os resultados obtidos, o biogás gerado pode fornecer energia suficiente para alimentar os aeradores do sistema de lodos ativados. Entretanto, devido à baixa eficiência das tecnologias atuais de conversão do biogás em energia elétrica, a potência obtida a partir deste é inferior à potência requerida pelo sistema de aeração (1,60 W/hab).

Assim sendo, com vistas à autossuficiência, tornar-se-á necessário o armazenamento da produção excedente de biogás, nos momentos de baixo aporte de carga orgânica, para sua posterior utilização, nos momentos de plena utilização da capacidade instalada. Caso os aeradores sejam operados ininterruptamente sob a condição de projeto, a energia obtida a partir do biogás não será suficiente para atendê-los.

O pós-tratamento do reator UASB por lagoas de alta taxa também foi avaliado. Com base nos níveis de radiação solar incidente no Espírito Santo, na existência de um sistema de adição de CO_2, e na eficiência de 70% da unidade de coleta, estimou-se em 31,95 g/hab.d a biomassa algal produzida e coletada.

Supondo a digestão da biomassa algal coletada no reator UASB, obteve-se produção adicional de 6,34 L/hab.d de biogás purificado, totalizando 19,12 L/hab.d em conjunto com a produção calculada para o reator UASB. Calculou-se a potência requerida pelo rotor de eixo horizontal em 0,36 W/hab, valor muito inferior à potência de 7,59 W/hab, gerada pelo biogás produzido no reator UASB. Caso seja empregada a conversão do mesmo em energia elétrica, com 30% de eficiência, a potência gerada será de 2,28 W/hab.

Por ocasião da utilização da biomassa algal coletada para a produção de biodiesel, calculou-se a geração de 0,027 L/hab.d do combustível. Ao custo de 6,71 W/hab, no processo de transformação, seriam gerados 10,48 W/hab.

Dos resultados obtidos neste estudo, é possível inferir que a produção de energia a partir de subprodutos do tratamento de esgotos é expressiva. Para regiões de baixa disponibilidade de área, a associação de reator UASB com sistema de lodos ativados propicia boa qualidade de tratamento e custos operacionais reduzidos, se comparados aos de sistemas de lodos ativados usuais, onde há maior demanda por oxigenação e necessidade de digestão do lodo. O biogás gerado no reator UASB pode ser utilizado para que os custos sejam ainda menores e, eventualmente, para suprir a demanda de energia dos aeradores.

Por sua vez, a instalação de um sistema de tratamento composto por reator UASB e lagoas de alta taxa garante benefícios econômicos e ambientais. Além do nível terciário de tratamento, há a possibilidade de geração de energia sob a forma de biogás ou biodiesel. Tais combustíveis representam promissoras fontes renováveis de energia, especialmente para países com condições climáticas favoráveis, como o Brasil.

7 RECOMENDAÇÕES PARA ESTUDOS FUTUROS

Com vistas aos tópicos abordados pelo presente trabalho, recomenda-se que futuras investigações tenham por objetivo:

- Buscar modelar a eficiência de tratamento de reatores UASB e a produção de biogás nestes, em função de múltiplos parâmetros;
- Pesquisar as perdas de metano na digestão anaeróbia e procurar solucioná-las, com vistas ao aproveitamento energético do mesmo;
- Avaliar os níveis de purificação do metano, abordando seus custos, exeqüibilidade, e poder calorífico resultante;
- Modelar a produção de biomassa algal em lagoas de alta taxa como função de múltiplos parâmetros, inclusive a concentração de CO_2;
- Estudar a predominância de espécies de algas em lagoas de alta taxa, avaliar seu teor de lipídeos para diferentes condições ambientais e o seqüestro de CO_2 que desempenham;
- Quantificar a fração de sólidos voláteis, oriundos de biomassa algal, que é efetivamente digerida em reatores UASB e obter experimentalmente a produção adicional de biogás decorrente da digestão;
- Realizar análise de ciclo de vida e de viabilidade econômica para os sistemas de tratamento propostos pelo presente estudo.

8 REFERÊNCIAS

ABNT. Associação Brasileira de Normas Técnicas. **NBR 12209**: Projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário - Procedimento. Rio de Janeiro, 1992. 12p.

AGRAWAL, K. L.; HARADA, H.; OKUI, H. **Treatment of Dilute Wastewater in a UASB Reactor at a Moderate Temperature:** Performance Aspects. 1997. Journal of Fermentation and Bioengineering, 1997, v. 83, p.179-184.

ALEM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E. P. Capítulo 9: Pós-Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. 17p. In: CHERNICHARO, C. A. L. (coordenador). **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 2001.

ALEM SOBRINHO, P; KATO, M. T. Capítulo 12:Análise Crítica do uso do Processo Anaeróbio para o Tratamento de Esgotos Sanitários. In: CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 301-320.

ALVES, J. W. S. **Diagnóstico técnico institucional da recuperação e uso energético do biogás gerado pela digestão anaeróbia de resíduos**. 2000. 142 f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2000.

ANDRADA, J. G. B. **Utilização de filtros grosseiros para remoção de algas presentes em efluentes de lagoas de polimento**. 2005. 113f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2005.

ANDRADE NETO, C. O.; CAMPOS, J. R.Capítulo 1: Introdução. In: CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 1-28.

ANDREOLI, C. V.; VON SPERLING, M.; FERNANDES, F. **Lodo de esgotos**. Belo Horizonte: DESA/UFMG; Companhia de Saneamento do Paraná, v. 6, 2001, 484 p.

ANEEL. Agência Nacional de Energia Elétrica. **Atlas de Energia Elétrica do Brasil**. 2. ed. 2002. Disponível em: <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/atlas/pdf/03-Energia_Solar%283%29.pdf>. Acesso em: 09 mar. 2011.

ANTUNES, R.; SILVA, I. C. **Utilização de algas para a produção de biocombustíveis**. 2010. Disponível em: <http://www.marcasepatentes.pt/files/collections/pt_PT/1/300/302/Utilização de algas para a produção de biocombustíveis.pdf >. Acesso em: 02 mar. 2011.

BRIEU, T. P. **Programa nacional de produção e uso de biodiesel**. 2009. 174f. Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.

CAMPELLO, R. P. **Desempenho de reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB) operando sob condições de temperaturas típicas de regiões de clima temperado**. 2009. 107f. Dissertação (Mestrado em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2009.

CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. 464 p.

CAPSTONE. "Authorized Service Provider Training Manual" Capstone Turbine Corporation, Los Angeles, 2001. *apud* COELHO, S. T., VELÁZQUEZ, S. M. S. G., PECORA, V., ABREU, F. C. Geração de Energia Elétrica A Partir Do Biogás Proveniente Do Tratamento De Esgoto. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA (CBE), 11., 2006, Rio de Janeiro: **Anais do XI Congresso Brasileiro de Energia**, 2006. p. 547-562.

CARVALHO, C. T.; CASTRO, A. A.; VIANNA, N. S. Subsídios para fixação de parâmetros para projetos de sistemas de esgotos sanitários: caso particular de carga orgânica. In: CONGRESSO DA ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 17., Natal, 1993. **XVII Congresso da Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.2. Rio de Janeiro: ABES, 1993. p. 643-657.

CARVALHO JÚNIOR, R. M. **Desenvolvimento e análise energética do processo de obtenção do biodiesel de microalga por metanólise *in situ***. 2010. 98f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2010.

CAVALCANTI, P. F. F. **Aplicação de reatores UASB e lagoas de polimento no tratamento de esgoto doméstico**. 1. ed. João Pessoa: Gráfica Santa Marta, 2009. 172p.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 5, 1997. 380 p.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A.; AISSE, M. M.; CAVALCANTI, P. F. F. Capítulo 7: Reatores Anaeróbios de Manta de Lodo. In: CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 155-198.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Capítulo 1: Introdução. 12p. In: CHERNICHARO, C. A. L. (coordenador). **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 2001.

CHERNICHARO, C. A. L. (coordenador). **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 2001.

CHISTI, Y. **Biodiesel from microalgae**. 2007. Biotechnology Advances, 2007, v.25, p.294–306.

CHISTI, Y. **Biodiesel from microalgae beats bioethanol**. 2008. Trends in Biotechnology, 2008, v. 26, p. 126–131.

COELHO, S. T.; SILVA, O. C.; VARKULYA JUNIOR, A.; AVELLAR, L. H. N.; FERLING, F. F. **Estado da arte do biogás**. In: Relatório de Acompanhamento. CENBIO – Centro Nacional de Referência em Biomassa. São Paulo, 2001.

COELHO, S. T., VELÁZQUEZ, S. M. S. G., PECORA, V., ABREU, F. C. Geração de Energia Elétrica A Partir Do Biogás Proveniente Do Tratamento De Esgoto. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA (CBE), 11., 2006, Rio de Janeiro: **Anais do XI Congresso Brasileiro de Energia**, 2006. p. 547-562.

CRAGGS, R. J. Advanced integrated wastewater ponds. In: SHILTON, A. (Ed.). **Pond Treatment Technology**. Londres: IWA Publishing, 2005. p. 282–310.

ELETROBRAS. **Relatório de Sustentabilidade 2009**. 2010. Disponível em: <http://www.eletrobras.com/relatorio_sustentabilidade_2009/html/pt/index.php?i=2&p=as_empresas_eletrobras>. Acesso em: 15 fev. 2011.

FRANÇA JUNIOR, A. T. **Análise do aproveitamento energético do biogás produzido numa estação de tratamento de esgoto**. 2008. 148 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2008.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. F. Capítulo 2: Fundamentos do Tratamento Anaeróbio. In: CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 29-52.

FORSTER, P. Changes in Atmospheric Constituents and Radiative Forcing. In: SOLOMON S.; QIN, D.; MANNING, M.; CHEN, Z.; MARQUIS, M.; AVERYT, K. B.; TIGNOR, M.; MILLER, H. L. (ed.). **Climate Change 2007**: The Physical Science Basis. Cambridge: University Press, 2007. p. 129-234.

FREIRE, V. H.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C. A. L. **Avaliação do desempenho de um sistema combinado UASB – lodos ativados no tratamento de efluentes sanitários**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. Disponível em: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/brasil20/i-160.pdf>. Acesso em: 08 mar. 2011.

GODOS, I.; BLANCO, S. ; GARCIA-ENCINA, P. A.; BECARES, E.; MUÑOZ, R. **Influence of flue gas sparging on the performance of high rate algae ponds treating agro-industrial wastewaters**. 2010. Journal of Hazardous Materials, Elsevier, 2010, v.179, p.1049-1054.

GONÇALVES, R. F. ; ARAÚJO, V. L. ; CHERNICHARO, C. A. Tratamento Secundário de Esgoto Sanitário Através da Associação em Série de Reatores UASB e Biofiltros Aerados Submersos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 19., Foz do Iguaçu, 1997. **Anais**. Rio de Janeiro: ABES, 1997. p. 450-461.

GONÇALVES, R. F.; SILVA, V. V.; TAVEIRA, E. J. A.; OLIVEIRA, F. F. **Processo físico-químico compacto para readaptação de ETEs com lagoas de estabilização inseridas em áreas sensíveis a eutrofização**. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. Disponível em: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/i-119.pdf>. Acesso em: 01 mar. 2011.

GONÇALVES, R. F. (coordenador). **Conservação de água e energia em sistemas prediais e públicos de abastecimento de água**. Rio de Janeiro: ABES, 2009. 354 p.

HAMOURI, B. E.; **The Two-Step Up flow Anaerobic Reactor and the High Rate Algae Pond**. 2008. Disponível em:<http://www.medawater-rmsu.org/archive/projects/ZER0-M%20project/reports/12%20Anaerobic%20treatment/Anaerobic%20reactors%20TSUAR.pdf >. Acesso em: 28 fev. 2011.

HARTLEY, K.; LANT, P. **Eliminating Non-Renewable CO2 Emissions From Sewage Treatment:** An Anaerobic Migrating Bed Reactor Pilot Plant Study. 2006. Biotechnology and Bioengineering, 2006, v. 95, n.3, p.384-398.

HENZE, M.; HARREMOËS, P. **Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors**. 1983. Water Science and Technology, 1983, v. 15, p. 1-101.

IBGE. Instituto Brasileiro de Geografia E Estatística. Sala de Imprensa. **Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2008 (PNSB).** 2010. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br/home/presidencia/noticias/noticia_visualiza.php?id_noticia=1691&id_pagina=1>. Acesso em: 12 fev. 2011.

KATO, M. T.; ANDRADE NETO, C. O.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Capítulo 3: Configurações de Reatores Anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. (coordenador). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. 1. ed. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 1999. p. 53-99.

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

LETTINGA, G.; HULSHOF, P. L. W. E.; ZEEMAN G. **Biological wastewater treatment part I**: Anaerobic wastewater treatment. 1. ed. Wageningen: Agricultural University, 1996. *apud* CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 5, 1997. 380 p.

MACKIE, R. I.; BRYANT, M.P. **Metabolic Activity of Fatty Acid-Oxidizing Bacteria and the Contribution of Acetate, Propionate, Butyrate, and CO(2) to Methanogenesis in Cattle Waste at 40 and 60 °C**. 1981. Appl Environ Microbiology, 1981, v. 41, p. 1363-1373.

MELLO, J.C.O.; ANDRADE CANELLAS CONSULTORIA E ENGENHARIA LTDA. Geração de eletricidade a partir de biomassa e biogás. Minuta do Termo de Referência TR8. São Paulo: Comissão Especial de Bioenergia de Estado de São Paulo - CEBE, 2007. 75p. *apud* FRANÇA JUNIOR, A. T. **Análise do aproveitamento energético do biogás produzido numa estação de tratamento de esgoto**. 2008. 148 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista, Ilha Solteira, 2008.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering:** Treatment, disposal, reuse. 4. ed. New York: McGraw-Hill International Editions, 2003. 1848p.

MOLINA, E.; FERNÁNDEZ, J.; ACIÉN FERNANDEZ, G.; CHISTI, Y. **Tubular photobioreactor design for algal cultures**. 2001. Journal of Biotechnology, 2001, v. 92, p. 113–131.

MONTEGGIA, L. O.; ZANCAN FILHO, L. C. Remoção de algas de lagoas de alta taxa por filtração biológica para pós-tratameto de reatores anaeróbios. 8p. In: CHERNICHARO, C. A. L. (coordenador). **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – Coletânea de Artigos Técnicos**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, v. 2, 2001.

MORAINE, R.; SHELEF, G.; MEYDAN, A.; LEVI, A.; **Algal single cell protein from wastewater treatment and renovation process**. 1979. Biotechnology and Bioengineering, 1979, v.21, p.1191–1207.

MUÑOZ, R.; ROLVERING; C.; GUIEYSSE, B.; MATTIASSON, B. **Photosynthetically oxygenated acetonitrile biodegradation by an algal–bacterial microcosm**: a pilot scale study. 2005. Water Sci. Technol., 2005, v.51, n.11, p.261–265.

NARASIMHAN, A. M. **Microalgal Bioremediation Of Nutrients In Wastewater And Carbon Dioxide In Flue Gas**. 2010. 86 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Missouri University Of Science And Technology, Missouri, 2010.

NASCIMENTO, J. R. S. **Lagoas De Alta Taxa De Produção De Algas Para Pós-Tratamento De Efluentes De Reatores Anaeróbios**. 2001. 165 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul , Porto alegre, 2001.

OLIVEIRA, F. F.; GONÇALVES, R. F.; **Principais Tecnologias Empregadas no Polimento do Efluente de Lagoas de Estabilização**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 20., 1999, Rio de Janeiro. Disponível em: <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/brasil20/i-089.pdf>. Acesso em: 01 mar. 2011.

OSWALD, W. J. **The high-rate pond in waste disposal**. 1963. Developments in Industrial Microbiology, 1963, v. 4, p. 112-119.

PARK, J. B. K.; CRAGGS, R. J.; SHILTON, A. N. **Wastewater treatment high rate algal ponds for biofuel production.** 2010. Bioresource Technology, Elsevier, 2011, v.105, n.3, p.35-42.

PECORA, V. **Implantação de uma Unidade Demonstrativa de Geração de Energia Elétrica a partir do Biogás de Tratamento do Esgoto Residencial da USP – Estudo de Caso.** 2006. 152 f. Dissertação (Mestrado) – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia da USP, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

PROCEL SANEAR. **Programa Nacional de Conservação de Energia Elétrica no Setor de Saneamento.** 2010. Disponível em: <http://www.eletrobras.com/elb/procel/main.asp?TeamID={17B0348E-BC5F-44B2-8FB4-6A9BEEF33020}>. Acesso em: 03 fev. 2011.

PULZ, O. **Photobioreactors: production systems for phototrophic microorganisms**. 2001. Applied Microbiology and Biotechnology, 2001, v.57, p. 287–293.

RICHMOND, A. **Principles for attaining maximal microalgal productivity in photobioreactors:** an overview. 2004. Disponível em: <http://www.springerlink.com/content/p22g1p5rr13w344g/>. Acesso em: 28 fev. 2011.

RODRIGUEZ, C. J. C. **Análise termoeconômica da produção de biodiesel**. 2010. 199 f. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2010.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S. **Estimativa do potencial de Geração de Energia Elétrica para diferentes fontes de biogás no Brasil**. 2005. Biomassa & Energia, 2005, v.2, n.1, p.57-67.

SEGHEZZO, L. **Anaerobic Treatment of domestic wastewater in subtropical regions**. Wageningen: Wageningen University, 2004. 190 p.

SIALVE, B.; BERNET, N.; BERNARD, O. **Anaerobic digestion of microalgae as a necessary step to make microalgal biodiesel sustainable**. 2009. Biotechnology Advances, 2009, v.27, p.409–416.

SILVA, S. A.; MARA, D. D. **Tratamento biológico de águas residuárias:** lagoas de estabilização. Rio de Janeiro: ABES, 1979. 140p.

SILVA, S. R.; AGUIAR, M. M. D.; MENDONÇA, A. S. F. **Correlação entre DBO e DQO em esgotos domésticos para a região da grande Vitória - ES**. 2003. Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003, v. 8, p. 213-220.

SINGH, S. K.; VIRARAGHAVAN, T. **Start-up and Operation of UASB Reactors at 20º C for Municipal Wastewater Treatment**. 1997. Journal of Fermentation and Bioengineering, 1998, v. 85, n.6, p. 609-614.

SOUSA, J. T.; FORESTI, E. **Domestic Sewage Treatment in a UASB-SBR Reator System**. 1996. Water Science and Technology, 1996, v. 3, n. 3, p. 73-84.

SOUZA, C. L. **Estudo das rotas de formação, transporte e consumo dos gases metano e sulfeto de hidrogênio resultantes do tratamento de esgoto doméstico em reatores UASB**. 2010. 127 f. Dissertação (Especialização em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

SOUZA, W. G. **Associação em série de um reator anaeróbio compartimentado, uma lagoa de polimento e um sistema de pós-tratamento físico-químico para tratamento terciário de esgoto sanitário**. 2005. 217 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Centro Tecnológico, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2005.

TADESSE, I.; GREEN, F. B.; PUHAKKA, J. A. **Seasonal and diurnal variations of temperature, pH and dissolved oxygen in advanced integrated wastewater pond system treating tannery effluent**. 2004. Water Res., 2004, v.38, p.645–654.

TEIXEIRA PINTO, M. A.; ONOYAMA, M. T. **Remoção de matéria orgânica,fósforo e nitrogênio de esgotos domésticos utilizando o processo de lagoas de alta taxa**. 1991. Revista DAE-SABESP, 1991, v.161, p. 6-13.

TILLETT, D.M. **Lipid productivity and species competition in laboratory models of algae mass cultures**. 1988. 161 f. Dissertação (Pós-doutorado) – The School of Chemical Engineering, Georgia Institute of Technology, Atlanta, 1988.

TSUTIYA, M. T.; ALEM SOBRINHO, P. **Coleta e transporte de esgoto sanitário**. 1. ed. São Paulo: Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 1999. 548 p.

VAN HAANDEL, A.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 240p.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. **O Comportamento do Sistema de Lodo Ativado**. Campina Grande: Epgraf, 1999. 488p.

VERONEZ, F. A.; GONÇALVES, R. F. **Produção de biogás em um reator UASB tratando esgoto sanitário e lodo de descarte de biofiltros aerados submersos**. In: Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 6, Vitória, 2002. Disponível em: <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/sibesa6/sicuat.pdf>. Acesso em 15 jan. 2011.

VERSIANI, B. M. **Desempenho de um reator UASB submetido a diferentes condições operacionais tratando esgotos sanitários do campus da UFRJ.** 2005. 88f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

VITÓRIA. Prefeitura Municipal. **Dados geográficos do município**. 2011. Disponível em: <http://legado.vitoria.es.gov.br/regionais/geral/geograficos.asp>. Acesso em: 21 fev. 2011.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 3. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 1, 2005. 452p.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. 1. ed. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 4, 1997. 416p.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do Tratamento de Esgotos**. Belo Horizonte: DESA/UFMG, v. 2, 1996. 211p.

VON SPERLING, M.; VAN HAANDEL, A.; JORDÃO, E. P.; CAMPOS, J. R.; CYBIS, L. F.; AISSE, M. M.; ALEM SOBRINHO, P. Capítulo 5: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lodos ativados. 40 p. In: CHERNICHARO, C. A. L. (coordenador). **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Rio de Janeiro: PROSAB/FINEP, 2001.

WELLS, C. D. **Tertiary Treatment in Integrated Algal Ponding Systems**. 2005. 133f. Dissertação (Mestrado em Biotenologia) – Rhodes University, Grahamstown, 2005.

WEREKO-BROBBY, C. Y.; HAGEN, E. B. **Biomass conversion and technology**. New York: John Wiley & Sons, 2000.

ZANETTE, A. L. **Potencial de aproveitamento energético do biogás no Brasil**. 2009. 104 f. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

9 APÊNDICE

APÊNDICE A – MODELAGEM DO SISTEMA DE LODOS ATIVADOS

Este apêndice tem por objetivo a descrição do modelo do sistema de lodos ativados apresentado por von Sperling (1997) e sua da fundamentação teórica. No presente estudo, o modelo foi utilizado para o dimensionamento do tanque de aeração e do decantador secundário a serem utilizados como pós-tratamento de um reator UASB. Para tanto, também foram utilizadas recomendações de von Sperling *et al.*(2001).

De forma a tornar o dimensionamento mais verossímil, ao invés de serem utilizados valores *per capita*, arbitrou-se que o tratamento atenderia a uma população de 30.000 habitantes. A estimativa de um valor de população permite maior segurança na adoção de parâmetros como a potência dos aeradores e a profundidade do reator, por exemplo, e maior clareza na interpretação dos resultados. A adoção de uma população de 30.000 habitantes representa o dimensionamento de uma ETE de pequeno porte, que é o tipo de ETE para a qual são melhor aplicáveis os resultados decorrentes do presente estudo. Os demais dados de entrada provêm do efluente do reator UASB. São eles:

- Vazão Afluente de 0,160 m³/hab.d. Para 30 000 habitantes:
  - $Q_{méd}$: 4800 m³/dia
  - $Q_{máx}$: 6240m³/dia (dada a equalização no UASB, adotou-se $Q_{máx} = 1,3\ Q_{méd}$)
- Cargas no esgoto bruto:
  - DBO: 1500 kg/d (50 gDBO_5 /hab.d, conforme Tabela 3.2)
  - DQO: 3190 kg/d (estimada a partir da relação $DBO_5 = 0,47.DQO$)
  - NTK: 240 kg/d (8 gNTK/hab.d, conforme Tabela 3.2)
- Concentrações no esgoto bruto:
  - DBO: 312,5 mg/L
  - DQO: 665,0 mg/L
  - NTK: 50 mg/L
- Eficiências de Remoção no UASB:
  - DBO: 70% (estimado, conforme item 3.3.6)
  - DQO: 67% (calculado, conforme item 4.2)
  - NTK: 10% (VON SPERLING *et al.*, 2001)

- Altitude: 0 m
- Temperatura média do liquido no mês mais frio: 20 °C
- Temperatura média do liquido no mês mais quente: 30 °C
- Características desejadas para o efluente: DBO = 30 mg/L, e, SS = 30mg/L

Será levada em consideração a ocorrência da nitrificação, mas o sistema não será projetado para a remoção biológica de nutrientes.

Apêndice A.1 – Parâmetros e coeficientes do modelo

A Tabela 9.1 contempla alguns dos parâmetros a serem adotados no modelo.

Tabela 9.1: Coeficientes cinéticos e estequiométricos e relações básicas para o cálculo da remoção da DBO em sistemas de lodos ativados

Coeficiente	Descrição	Unidade	Faixa	Valor típico
Y	Coeficiente de produção celular	$gSSV/gDBO_5$	0,4-0,8	0,6
K_d	Coeficiente de respiração endógena	gSSV/gSSV.d	0,06-0,10	0,08-0,09
θ	Coeficiente de temperatura para K_d	-	1,05-1,09	1,07
$f_b{}'$	Fração biodegr. ao gerar os sólidos (SS_b/SSV)	$gSS_b/gSSV$	-	0,8
SSV/SS	SSV/SS no esgoto bruto	gSSV/gSS	0,70-0,85	0,8
SS_b/SSV	SS biodegradável/SS no esgoto bruto	gSS_b/SS	-	0,6
SSV/SS	SSV/SS ao gerar os sólidos	gSSV/gSS	-	0,9
O_2/SS_b	oxigênio por sól. biodegr. destruído	$gDBO_u/gSS_b$	-	1,42
DBO_u/DBO_5	relação DBO última/DBO_5	$gDBO_u/gDBO_5$	1,2-1,5	1,46

Base: DBO_5 e SSV, temperatura = 20°C
Fonte: von Sperling (1997)

a) Parâmetros cinéticos e estequiométricos

Consoante a Tabela 9.1, foram adotados os seguintes valores:

- Y = 0,6 $gSSV/gDBO_5$
- K_d = 0,08 d^{-1} (20°C)
- θ = 1,07 d^{-1} (correção de temperatura para K_d)
- Relação O_2/SS_b = 1,42 $gO_2/gSSV_{biodegradáveis}$
- Relação DBO_u/DBO_5 = 1,46

b) Relação entre sólidos

Após um tempo igual à idade de lodo, von Sperling (1997) recomenda a adoção das seguintes relações: SSV/SS = 0,77, para lodos ativados convencional com decantador primário, e SSV/SS = 0,69, para o sistema de aeração prolongada, sem decantador primário.

Como o sistema tratará efluente de reator anaeróbio, será adotado o valor previsto pela Tabela 4.4, engendrada por von Sperling *et al.* (2001) especificamente para esta configuração. Assim, após tempo igual à idade do lodo: *SSV/SS* = 0,76 .

Conforme von Sperling (1997), fazem parte do modelo os seguintes valores e constantes:

- C_s = 9,02 (concentração de saturação de OD para água limpa, 20°C)
- α = 0,85 (coeficiente relativo à aeração)
- β = 0,90 (coeficiente relativo à aeração)
- θ = 1,024 (correção de K_L para a temperatura)
- Massa específica do ar = 1,2 kg/m³ (20°C, altitude = 0)
- Fração de O_2 no ar (por peso) = 0,23 gO_2/g de ar

Apêndice A.2 – Parâmetros de projeto

a) Reator

Reator totalmente aeróbio (sem zonas anóxicas ou anaeróbias). Conforme Tabela 4.4:

- θ_c = 8 dias
- $SSVTA$ = 1300 mg/L
- R = 0,8

b) Sistema de aeração

- OD mínimo (com $Q_{máx}$): C_L = 1,0 mg/l
- OD médio (com $Q_{méd}$): C_L = 2,0 mg/l

Adotou-se a utilização de aeração mecânica (baixa rotação), com a seguinte eficiência de oxigenação padrão (conforme Tabela 4.4):

- EO (condições padrão) = 1,8 kgO2/kWh

c) Decantador secundário

Prevendo-se sedimentabilidade entre média e ruim, os coeficientes podem ser retirados do Quadro 9.1.

Quadro 9.1: Coeficientes v_0, K, m, n em função das faixas de sedimentabilidade

Sedimentabilidade	Velocidade de sedimentação (m/h) $v = v_o . e^{-KC}$		Fluxo limite (kg/m².h) $G_L = m(Q_r/A)^n$	
	v_o (m/h)	K (m³/kg)	m	n
Ótima	10,0	0,27	14,79	0,64
Boa	9,0	0,35	11,77	0,70
Média	8,6	0,50	8,41	0,72
Ruim	6,2	0,67	6,26	0,69
Péssima	5,6	0,73	5,37	0,69

v: velocidade de sedimentação da interface (m/h)

C: concentração de SS afluente ao decantador (SSTA) (kgSS/m³)

G_L: fluxo de sólidos limite (kg/m².h)

Q_r: vazão de recirculação (aproximadamente igual à vazão de saída pelo fundo do decantador (m³/h)

A: área superficial do decantador (m²)

v_o, K, m, n: coeficientes

Fonte: von Sperling (1997)

A partir da média aritmética entre os valores de v_o, K, m e n no quadro acima, relativos à sedimentabilidade média e à sedimentabilidade ruim, de forma a caracterizar uma sedimentabilidade média-ruim, obtém-se:

- v_o = 7,40 m/h
- K = 0,59 m³/kg
- m = 7,34
- n = 0,71

d) Cargas e concentrações efluentes do reator UASB (afluentes no reator)

No reator UASB, os principais poluentes são removidos segundo os percentuais apresentados acima (DBO 70%, DQO 67%, NTK 10%). O dimensionamento pode se dar em função da DBO ou DQO. No presente estudo, será utilizada a DBO, dada a maior especificidade do modelo para este parâmetro. As cargas e concentrações efluentes são:

$$Efluente = Afluente.\left[\frac{(100-Eficiência)}{100}\right]$$

$$Carga\ DBO_{efl} = 1500\,\frac{kgDBO}{d}\cdot\left(\frac{100-70}{100}\right) = \mathbf{450}\,\frac{\mathbf{kgDBO}}{\mathbf{d}}$$

$$Concentração\ DBO_{efl} = 312{,}5\,\frac{mg}{L}\cdot\left(\frac{100-70}{100}\right) = \mathbf{93{,}75}\,\frac{\mathbf{mg}}{\mathbf{L}}$$

$$Carga\ NTK_{efl} = 240\,\frac{kgNTK}{d}.\left(\frac{100-10}{100}\right) = \mathbf{216}\,\frac{\mathbf{kgNTK}}{\mathbf{d}}$$

$$Concentração\ NTK_{efl} = 50\,\frac{mg}{L}.\left(\frac{100-10}{100}\right) = \mathbf{45}\,\frac{\mathbf{mg}}{\mathbf{L}}$$

Apêndice A.3 – Cálculo da DBO solúvel do efluente final

Concentração de SS efluente:

- $X_{efl} =$ 30 mg/L (valor adotado)

Concentração de SSV efluente:

- $X_{v_{efl}} = (Relação\ SSV/SS\ após\ \theta_c\ dias).X_{efl} =$ 0,76 x 30 = 23 mgSSV/L

Coeficiente f_b (relação SS_b/SSV):

- $f_b = \frac{0{,}8}{1+(1-0{,}8).K_d.\theta_c} = \frac{0{,}8}{1+(1-0{,}8).0{,}08.8} = 0{,}71\ mgSS_b/SSV$

Concentração de sólidos biodegradáveis no efluente:

- $X_{b_{efl}} = f_b.X_{v_{efl}} = 0{,}71\ \cdot 0{,}23 = 16{,}2\ mgSS_b$/L

DBO_5 em suspensão do efluente:

- Relação DBO_u/Xb = 1,42 (von Sperling, 1997)
- Relação DBO_u/DBO_5 = 1,46 (von Sperling, 1997)
- $DBO_{5_{susp}} = \left[\frac{(DBO_u/X_b).X_{b_{efl}}}{DBO_u/DBO_5}\right] = \frac{1{,}42\cdot 16{,}2}{1{,}46} = 15{,}73\ mg/L$

DBO solúvel máxima a ser obtida:

- $DBO_{5_{sol}} = DBO_5 - DBO_{5_{susp}} = 30 - 15{,}73 = 14{,}27\ mg/L$

Apêndice A.4 – Eficiência do sistema na remoção de DBO

Na etapa biológica:

- $E = \frac{(DBO_{afl} - DBO_{efl}).100}{DBO_{afl}} = (93{,}75 - 30{,}0).\frac{100}{93{,}75} = 68\%$

Carga de DBO_5 removida na etapa biológica:

- $S_r = Q_{méd}.\left(DBO_{tot_{afl}} - DBO_{sol_{efl}}\right) = 4800.\frac{(93{,}75-14{,}27)}{1000} = 381{,}49\ \frac{kgDBO_5}{dia}$

Apêndice A.5 – Volume do reator

Volume necessário: $V = \frac{(Y.\theta_c.S_r)}{X_v.(1+f_b.K_d.\theta_c)} = 968{,}83$ m³

Número de reatores a ser adotado: 1

Profundidade: 3,0 m (pode-se adotar 4,0 m para que a área requerida seja menor)

Área requerida: 322,94 m² (0,011 m²/hab)

Dimensões: comprimento L= 36,0 m; largura B= 9,0 m

Volume adotado: V= 972,0 m³

A relação L/B = 36,0/9,0 = 4 permite, neste exemplo, a alocação simétrica de 3 aeradores. Reatores com diferentes números de aeradores poderão ter relações diferentes.

Tempo de detenção hidráulica:

- $TDH = \frac{V}{Q} = \frac{972}{4800} = 0{,}20\ dia = 4{,}86\ h$

Taxa de utilização de substrato (U):

- $U = \frac{S_r}{X_v}.V = \frac{381{,}49 \cdot 1000}{1300 \cdot 972} = 0{,}30\ \frac{\text{kgDBO5}}{\text{kgSSVTA·d}}$

Relação A/M:

- $A/M = \frac{(Carga\ DBO\ afluente\ reator)}{X_v.V} = \frac{450 \cdot 1000}{1300 \cdot 972} = 0{,}36\ \frac{kgDBO5}{kgSSVTA \cdot d}$

Nota-se que o TDH e a Relação A/M encontrados concordam com a Tabela 4.4.

Apêndice A.6 – Remoção de lodo excedente

Distribuição de Sólidos no tratamento biológico:

- Para θ_c = 8 dias, Y = 0,6 e com etapa primária de tratamento, tem-se, segundo von Sperling (1997):
  - $\mathrm{SS}/S_r = 0{,}84\ \frac{kgSS}{kgDBO_5 removida}$

SS total produzido (afluente + produzido no reator):

- $\frac{\mathrm{SS}}{S_r} \cdot S_r = 0{,}84 \cdot 381{,}49 = 320{,}45\ kgSS/d$

SS saindo com o efluente final:

- $Q.\frac{SS_{efl}}{1000} = 4800 \cdot \frac{30}{1000} = 144{,}00\ kgSS/d$

SS a ser removido no sistema:

- $SS_{tot} - SS_{afl} = 320{,}45 - 144{,}00 = 176{,}45\ kgSS/d$ (5,88 gSS/hab.d)

O lodo excedente pode ser removido diretamente do reator, ou da linha de recirculação de lodo. Abaixo segue o dimensionamento para as duas opções:

a) Opção: remoção diretamente do reator

Concentração: $SSTA = \frac{SSVTA}{SSV/SS} = \frac{1300}{0{,}76} = 1710{,}53\ mg/L$

Volume a ser removido por dia: $Q_{ex} = \frac{carga}{concentração} = \frac{176{,}45 \cdot 1000}{1710{,}53} = 103{,}16\ m^3/d$

b) Opção: remoção da linha de recirculação de lodo

Concentração: $SSLR = SSTA \cdot \left(1 + \frac{1}{R}\right) = 1710{,}53 \cdot \left(1 + \frac{1}{0{,}8}\right) = 3848{,}68\ mg/L$

Volume a ser removido por dia: $Q_{ex} = \frac{carga}{concentração} = \frac{176{,}45 \cdot 1000}{3848{,}68} = 45{,}85\ m^3/d$

Nota-se que a carga a ser removida (produto da concentração e da vazão) é, naturalmente, a mesma. A maior vazão para a remoção diretamente do reator resulta da retirada de lodo menos concentrado. Decorre que é mais vantajoso o direcionamento para o reator UASB o lodo removido da linha de recirculação. Para esta opção, a concentração de SS encontrada concorda com a Tabela 4.4.

Apêndice A.7 – Requisitos de oxigênio

a) Requisitos de O_2 no campo

$a' = (DBO_u/DBO_5) - (DBO_u/X_b).Y$ = 0,61 $kgO_2/kgDBO_5$

$b' = (DBO_u/X_b).f_b.K_d$ = 0,08 $kgO_2/kgSSV$

Demanda para síntese: $a'.S_r$ = 231,95 kgO_2/d

Demanda para respiração endógena: $a'.X_v.V$ = 101,80 kgO_2/d

Demanda para nitrificação: 882,52 kgO_2/d (ver item "b" abaixo - nitrificação)

Economia com desnitrificação: 0 kgO_2/d (não há desnitrificação intencional no reator)

Demanda total (para $Q_{méd}$): $RO_{méd}$ = 231,95 + 101,80 + 882,52 – 0 = 1216,27 kgO_2/d

Demanda total (para $Q_{máx}$): $TTO_{campo} = \left(\frac{Q_{máx}}{Q_{méd}}\right).RO_{méd} = 1{,}3 \cdot 1246{,}27 = 1581{,}15$ kgO_2/d

Demanda a ser satisfeita no campo: demanda total para $Q_{máx}$ (RO = 1581,15 kgO_2/d)

Relação DBO carbonácea/DBO afluente reator: 231,95+101,80/450 = 0,74 $kgO_2/kgDBO_5$

Relação RO/DBO afluente reator: 1581,15/450 = 3,51 $kgO_2/kgDBO_5$

O valor encontrado atende a NBR 12209 (ABNT, 1992) que estabelece que esta relação deve ser maior que 1,5.

b) Nitrificação

A favor da segurança, será adotado o valor de 100% de eficiência na nitrificação.

Fração de amônia no lodo excedente: 0,1 kgNTK/kgSSV (assumido)

Carga de NTK afluente ao reator: 216 kgNTK/d

Carga de NTK no lodo excedente: $0{,}1 \cdot S_r \cdot Y = 0{,}1 \cdot 381{,}49 \cdot 0{,}6 = 22{,}89$ kgNTK/d

Carga NTK a ser oxidada: NTK afluente - NTK lodo excedente = 193,11 kgNTK/d

Coeficiente estequiométrico de demanda de O_2 para nitrificação: 4,57 kgO_2/kgNTK

Demanda de O_2 para nitrificação: 4,57x193,11 = 882,52 kgO_2/d (inserido no item "a" acima; tem-se 4,09 kgO_2/kgNTK aplicado, conforme prevê a Tabela 4.4)

c) Correção para as condições padrão

Estimativa da concentração de saturação de OD em função da temperatura:

- $C_s = 14652 - 0{,}41022 \cdot T + 0{,}007991 \cdot T^2 - 0{,}000077774 \cdot T^3$
- $C_s$no mês mais frio (20°C): C_s = 9,02 mg/l
- $C_s$no mês mais quente (30°C): C_s = 7,44 mg/l

Taxa de transferência de oxigênio padrão ($TTO_{padrão}$) requerida no mês mais frio (ver coeficientes no Apêndice A.1 e itens acima):

- $TTO_{padrão} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta . f_H . C_S - C_L}{C_S(20°C)} . \alpha . \theta^{T-20}}$ = 2356,81 kgO_2/d
- f_H = fator de correção de C_s para a altitude = $1 - altitude/9450$ = 1 - 0/9450 = 1,0
- C_L = concentração de oxigênio a ser mantida no reator = 1,0 mg/l
- $C_s(20°C)$ = concentração de saturação de oxigênio da água limpa, nas condições padrão: 9,02 mg/l
- T = temperatura do líquido = 20°C

Taxa de transferência de oxigênio padrão ($TTO_{padrão}$) requerida no mês mais quente:

$TTO_{padrão} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta . f_H . C_S - C_L}{C_S(20°C)} . \alpha . \theta^{T-20}}$ = 2325,04 kgO_2/d

Entre os valores do mês mais frio (2356,81 kgO_2/d) e do mês mais quente (2325,04 kgO_2/d), deve-se ficar com o maior. Portanto: $TTO_{padrão}$ = 2356,81 kgO_2/d = 98,20 kgO_2/h

Apêndice A.8 – Aeração mecânica

a) Potência requerida

Eficiência de oxigenação (aeradores mecânicos, de eixo vertical, fixos, de baixa rotação, Apêndice A.2, item "b"): EO = 1,8 kgO_2/kWh

Potência requerida: $TTO_{padrão}/EO$ = 98,20/1,8 = 54,56 kW (74,2 CV)

Número de aeradores: 3

Potência requerida para cada aerador: 74,2 / 3 = 24,73 CV.

Adotar 3 aeradores de **25 CV** cada.

Potência total instalada: 3x25 = 75 CV (55,15 kW; 1,84 W/hab)

$Densidade\ de\ potência\ resultante\ =\ Potência\ (kW).\frac{1000}{V} = 55{,}15.\frac{1000}{972} =$ 56,74 W/m³ (densidade de potência instalada, mas não necessariamente utilizada)

$TTO_{padrão_{resultante}} = Potência.EO$ = 55,15x1,8 = 99,27 kgO_2/h (2382,35 kgO_2/d)

b) Concentração de OD resultante

Concentração de OD durante $Q_{méd}$:

- Mês mais quente: $C_L = \beta.f_H.C_s - \left(\frac{TTO_{campo}}{TTO_{padrão}}.\frac{C_{s_{20}}}{\alpha.\theta^{T-20}}\right)$ = 2,42 mgO_2/L
- Mês mais frio: $C_L = \beta.f_H.C_s - \left(\frac{TTO_{campo}}{TTO_{padrão}}.\frac{C_{s_{20}}}{\alpha.\theta^{T-20}}\right)$ = 2,70 mgO_2/L

Visando economia de energia, concentrações de OD inferiores a estas poderão ser alcançadas, desde que a capacidade de aeração seja reduzida, quer por desliga de aeradores ou redução da submergência ou rotação dos aeradores. Reduzindo-se a capacidade de oxigenação, pode-se manter o OD na faixa desejável em torno de 2,0 mg/l.

Concentração de OD durante $Q_{máx}$:

- Mês mais quente: $C_L = \beta.f_H.C_s - \left(\frac{TTO_{campo}}{TTO_{padrão}}.\frac{C_{s_{20}}}{\alpha.\theta^{T-20}}\right) = 1{,}14$ mgO_2/L
- Mês mais frio: $C_L = \beta.f_H.C_s - \left(\frac{TTO_{campo}}{TTO_{padrão}}.\frac{C_{s_{20}}}{\alpha.\theta^{T-20}}\right)$ = 1,08 mgO_2/L

Tais valores de OD para $Q_{máx}$ são superiores ao valor de projeto de 1,0 mg/l, pelo fato de se ter adotado aeradores com potência superior à requerida. Caso houvessem sido adotados aeradores com potência exatamente igual à requerida, os cálculos acima conduziriam a uma concentração de OD no mês mais frio (no presente caso, o mês mais crítico) igual a 1,0 mg/l.