



MESTRADO EM ANÁLISES QUÍMICAS AMBIENTAIS

RELATÓRIO DE ESTÁGIO PROFISSIONALIZANTE

**AVALIAÇÃO DA BIODIGESTÃO DE LAMAS E VALORIZAÇÃO
ENERGÉTICA DE BIOGÁS**

OLGA MARGARIDA PAREDES ALVES

ÉVORA, 2011

ORIENTADORA: Cristina Maria Barrocas Dias Teixeira da Costa

CO-ORIENTADORA: Ana Teresa Fialho Caeiro Caldeira Rodrigues Palma

CO-ORIENTADORA: Ana Cristina da Silva Mendes dos Santos Monteiro

MESTRADO EM ANÁLISES QUÍMICAS AMBIENTAIS

RELATÓRIO DE ESTÁGIO PROFISSIONALIZANTE

**AVALIAÇÃO DA BIODIGESTÃO DE LAMAS E VALORIZAÇÃO
ENERGÉTICA DE BIOGÁS**

OLGA MARGARIDA PAREDES ALVES

ÉVORA, 2011

ORIENTADORA: Cristina Maria Barrocas Dias Teixeira da Costa

CO-ORIENTADORA: Ana Teresa Fialho Caeiro Caldeira Rodrigues Palma

CO-ORIENTADORA: Ana Cristina da Silva Mendes dos Santos Monteiro

JURI

PRESIDENTE

Professora Doutora Ana Paula Honrado Pinto

ARGUENTE

Professor Doutor José Manuel Santos Arteiro

ORIENTADORA

Professora Doutora Cristina Maria Barrocas Dias

COORIENTADORA

Professora Doutora Ana Teresa Caldeira

AGRADECIMENTOS

Quero aqui expressar o meu agradecimento a todos que, directa ou indirectamente, contribuíram para a concretização deste estudo, nomeadamente:

Às minhas orientadoras:

- Professora Doutora Cristina Maria Barrocas Dias Teixeira da Costa, pela compreensão, sentido prático, humanidade e apoio, desde a primeira hora, relativamente à matéria estudada;
- Professora Doutora Ana Teresa Fialho Caeiro Caldeira Rodrigues Palma, pela colaboração e compreensão;
- Engenheira Ana Cristina Santos, Directora de Operação da Simarsul, Sistema Integrado Multimunicipal de Águas Residuais da Península de Setúbal, SA., pelo apoio e auxílio prestado.

A todas, estou grata pela celeridade na resposta às solicitações e pelo apoio concedido.

Aos meus pais, pela educação, valores e princípios éticos transmitidos na minha formação enquanto indivíduo.

Aos meus amigos, pelo apoio e força transmitidos.

Aos meus colegas de trabalho, especialmente ao Eng.º Bruno Machado, mas também à Eng.ª Margarida Santos, Eng.ª Andreia Oliveira e Eng.º José Filipe Pacheco pelo apoio e disponibilidade demonstrados.

À excelente empresa onde trabalho, ao Conselho de Administração e à minha Directora pela forma como apoiam a formação dos colaboradores, e pelo modo como gerem os recursos humanos proporcionando um excelente ambiente de trabalho, motivando e liderando, conquistando assim, o melhor que cada colaborador tem para dar.

A todos, o meu obrigada.

RESUMO

Para uma adequada valorização do biogás, a operação das estações de tratamento de águas residuais, principalmente do processo de biodigestão, deverá ser controlada mediante os resultados analíticos obtidos no âmbito do plano de monitorização pré-definido.

O objectivo deste trabalho é discutir as principais actuações para a adequada recuperação e utilização do biogás produzido por uma eficiente biodigestão de lamas. A discussão inicia-se com o enquadramento legal e caracterização do sector energético português. Apresenta-se a revisão bibliográfica sobre a biodigestão e sobre o aproveitamento energético do biogás, bem como sobre os principais parâmetros que influenciam directamente o rendimento dos processos.

Foi analisado um sistema já implementado e determinada a redução da dependência energética da ETAR (ETAR de Sesimbra). A partir deste referencial, analisou-se o arranque do processo de biodigestão da ETAR do Seixal.

ABSTRACT

In order to foster the recovery of biogas, should be promoted the proper operation of a wastewater treatment plant, especially with regard to the process of digestion and biogas processing, being sure that any control action is based on the analytical results, under the monitoring plan pre-defined.

The aim of this paper is to discuss the main actions for recovery effort and use of biogas produced by an efficient digestion of sludge to be successful. The discussion begins with information on the legal framework and characterization of Portuguese energy. It is present, also a literature review, as well as the main parameters that directly influence the efficiency of processes.

It was analyzed a system of digestion and cogeneration in a treatment plant and used as a subject of study (Sesimbra WWTP). From this basic reference, it was estimated the future performance of a station that is at start-ups stage (WWTP Seixal).

ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

AGV – Ácidos Gordos Voláteis

AR – Águas Residuais

CBO₅ – Carência Bioquímica de Oxigénio, após incubação de 5 dias

CEE - Consumo específico equivalente

CHP - Combined heat and power

CQO – Carência Química de Oxigénio

CQ – Controlo da Qualidade

ECl – Ensaio de Comparação Interlaboratorial

EIL – Ensaio Interlaboratorial

FESR - Fuel energy saving ratio

FUE - Factor de utilização de energia

GEE - Gases com efeito de estufa

EPA - Environmental Protection Agency

ETAR – Estação de Tratamento de Águas Residuais

ERSE - Entidade Reguladora dos Serviços Energéticos

he – habitantes equivalentes

LCP – Laboratório de Controlo de Processo da Simarsul

MS – Matéria Seca

MV – Matéria Volátil

NMP – Número Mais Provável

PCI – Poder Calorífico Inferior

PCS - Poder Calorífico Superior

PTN – pressão e temperaturas normais (1atm, 0°C)

REE - Rendimento eléctrico equivalente

RSIS - Responsáveis dos Subsistemas

SEN – Sistema Eléctrico Nacional

SEP Sistema Eléctrico Público

SST – Sólidos Suspensos Totais

SSV – Sólidos Suspensos Voláteis

ST – Sólidos Totais

TRH Tempo de retenção hidráulico

TRS Tempo de retenção de sólidos

UE – União Europeia

ÍNDICE DE CONTEÚDOS

1	Objectivo	1
2	Introdução	2
2.1	Evolução do processo de digestão anaeróbia	2
2.2	Enquadramento Legislativo	5
2.2.1	Legislação Comunitária	6
2.2.2	Legislação Nacional	8
2.2.3	Caracterização Energética Nacional	12
3	Tratamento de Águas Residuais	15
3.1	Caracterização de águas residuais	15
3.2	Etapas de tratamento de águas residuais	16
3.2.1	Tratamento Preliminar	17
3.2.2	Tratamento Primário	18
3.2.3	Tratamento Secundário	18
3.2.4	Tratamento Terciário	20
3.2.5	Tratamento de lamas	20
4	Biodigestão Anaeróbia	22
4.1	O Processo de Digestão Anaeróbia	23
4.2	Microbiologia e Bioquímica da Digestão Anaeróbia	26
4.2.1	Bactérias fermentativas – hidrólise e acidogénese	26
4.2.2	Bactérias acetogénicas e acetogénese	27
4.2.3	Bactérias metanogénicas e metanogénese	28
4.2.4	Bactérias sulfato-redutoras	31
4.3	Cinética do processo de digestão anaeróbia	32
4.4	Subprodutos da biodigestão	35
4.5	Pré-tratamento de lamas a digerir	36
4.5.1	Pré-tratamento térmico	36
4.5.2	Pré-tratamento mecânico	37
4.5.3	Pré-tratamento químico	37
4.5.4	Pré-tratamento com ultra-sons	38
4.5.5	Pré-tratamento bacteriano e enzimático	38

4.6	Tipos de digestores anaeróbios.....	39
4.7	Influencia dos factores ambientais na digestão anaeróbia de lamas	45
4.7.1	pH	45
4.7.2	Alcalinidade	46
4.7.3	Temperatura.....	47
4.7.4	Tempo de retenção hidráulico	48
4.7.5	Nutrientes.....	49
4.7.6	Ácidos Gordos Voláteis.....	50
4.7.7	Toxicidade	50
4.8	Controlo do Processo de Biodigestão de Lamas	53
4.8.1	Parâmetros operacionais	54
4.9	Avaliação do desempenho do processo de biodigestão	60
5	Biogás	62
5.1	Caracterização e propriedades.....	62
5.2	Biogás enquanto recurso energético	64
5.3	Purificação do biogás	67
5.3.1	Remoção de dióxido de carbono.....	67
5.3.2	Remoção de vapor de água e partículas	70
5.3.3	Remoção de sulfureto de hidrogénio.....	71
5.3.4	Remoção de siloxanos.....	72
5.4	Transporte, armazenamento, compressão e queima de biogás.....	73
5.4.1	Transporte de biogás.....	73
5.4.2	Armazenamento de biogás	74
5.4.3	Compressão do biogás	75
5.4.4	Queima de biogás.....	75
5.5	Segurança e prevenção	76
6	Cogeração.....	79
6.1	Introdução	79
6.2	Produção de energia	80
6.2.1	Grupo motor-gerador.....	81
6.3	Caldeira com turbina a vapor	83
6.4	Turbina a gás	84
6.5	Pilhas de combustível.....	85
6.6	Monitorização do processo de cogeração	86

6.7	Análise comparativa entre tecnologias.....	89
7	Caso de Estudo 1	91
7.1	Caracterização da ETAR.....	91
7.2	Processo de tratamento.....	93
7.2.1	Linha líquida	94
7.2.2	Linha de lamas.....	96
7.3	Processo de biodigestão de lamas	97
7.3.1	Agitação/mistura das lamas	98
7.3.2	Aquecimento das lamas	99
7.4	Processo de cogeração.....	100
7.5	Plano de monitorização e controlo analítico	103
7.5.1	Laboratório de Controlo de Processo da SIMARSUL.....	103
7.5.2	Amostragem.....	105
7.5.3	Procedimento de amostragem.....	107
7.5.4	Controlo da Qualidade no LCP	108
7.6	Dados de referência para controlo do processo	110
7.7	Caracterização do processo de biodigestão de lamas	110
7.8	Caracterização da produção de biogás e da cogeração.....	122
8	Caso de estudo 2	128
8.1	Caracterização da ETAR do Seixal	128
8.2	Processo de tratamento.....	129
8.2.1	Dados de referências.....	130
8.3	Processo de biodigestão de lamas	131
8.3.1	Mistura e aquecimento de lamas.....	132
8.4	Processo de cogeração.....	134
8.5	Plano de monitorização e controlo analítico	135
8.6	Arranque do processo de biodigestão	137
8.7	Produção de biogás	138
9	Considerações Finais	140
10	Bibliografia	144
	Anexos.....	148
	Anexos I.....	149
	Anexos II.....	154
	Anexo III	177

Anexo IV	185
Anexo V	188

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Bactérias fermentativas significantes.....	27
Tabela 2 – Classificação de Metanogénicas.	30
Tabela 3 – Energia livre de Gibbs para as reacções integrantes da digestão anaeróbia	31
Tabela 4 – Valores típicos de TRH e TRS para diferentes tipos de digestores.	58
Tabela 5 – Valores típicos de carga orgânica para diferentes tipos de digestores.....	59
Tabela 6 - Constituição típica do biogás.....	62
Tabela 7 - Propriedades físicas do metano (CH ₄), dióxido de carbono (CO ₂) e sulfureto de hidrogénio (H ₂ S).	63
Tabela 8 – Principais tecnologias aplicadas à cogeração.	80
Tabela 9 - Resumo das tecnologias de produção combinada de calor e electricidade.	89
Tabela 10 - Principais características de desempenho das tecnologias de cogeração.....	90
Tabela 11 - Parâmetro de dimensionamento da ETAR de Sesimbra.	93
Tabela 12- Qualidade mínima exigida do efluente tratado na ETAR de Sesimbra.	93
Tabela 13 - Parâmetros de dimensionamento dos digestores.	98
Tabela 14 - Características fundamentais dos cogrador e do dessulfurizador.	103
Tabela 15 - Plano de monitorização de controlo de processo – fase líquida	105
Tabela 16 - Plano de monitorização de controlo de processo – fase sólida	106
Tabela 17 - Condições ambientais e operacionais essenciais para optimização do processo de produção de biogás, conforme o descrito anteriormente.....	110
Tabela 18 - Caracterização do afluente à ETAR (valores médios).....	111
Tabela 19 - Caracterização das lamas afluentes aos digestores (valores médios)	111
Tabela 20 - Caracterização das lamas efluentes aos digestores (valores médios).	113
Tabela 21 - Parâmetros de controlo do processo de biodigestão.	116
Tabela 22 - Eventuais problemas na biodigestão causados por diminuição do pH.....	120
Tabela 23 - Eventuais problemas na biodigestão causados pela formação de espumas	122
Tabela 24 – Composição média anual do biogás produzido.....	122
Tabela 25 – Rendimento energético da cogeração.	122
Tabela 26 – Composição média anual do biogás dessulfurizado.....	123
Tabela 27 - Evolução da produção de energia vs caudal afluente à ETAR.....	125

Tabela 28 - Parâmetros de dimensionamento da ETAR do Seixal.	130
Tabela 29 - Parâmetros considerados para a qualidade do efluente descarregado.	131
Tabela 30 – Principais parâmetros de dimensionamento do espessador.	131
Tabela 31 – Principais parâmetros de dimensionamento dos digestores.	133
Tabela 32 - Plano de monitorização do processo de tratamento da fase líquida.	135
Tabela 33 - Plano de monitorização do processo de tratamento da fase sólida.	136
Tabela 34 - Condições de arranque dos digestores em Maio de 2011.	137
Tabela 35 - Eventuais problemas operacionais e soluções possíveis.	138
Tabela 36 - Composição do biogás já produzido.	138
Tabela 37 - Resultados médios anuais obtidos para os métodos analíticos, no âmbito do CQ.	152

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Evolução da energia eléctrica produzida a partir de fontes renováveis (GWh)	7
Figura 2 - Evolução da potência instalada em Portugal Continental - Biogás (MW)	14
Figura 3 – Esquema de tratamento de uma água residual.	17
Figura 4 – Desenvolvimento da biomassa num reactor biológico.	19
Figura 5 – Esquema do processo de digestão anaeróbia de lamas, com aproveitamento do biogás por cogeração.	24
Figura 6 – Esquema simplificado da Digestão Anaeróbia de material orgânico solúvel.....	24
Figura 7 – Curva típica do perfil de crescimento bacteriano ao longo do tempo, em sistema fechado.....	34
Figura 8 - Taxa de crescimento específico em função do substrato limitante.	35
Figura 9 – Reactores anaeróbios de biomassa suspensa.....	41
Figura 10– Diagrama de um digestor de baixa carga.....	42
Figura 11– Diagrama de um digestor de alta carga	43
Figura 12 – Diagrama de um digestor de duas fases.	44
Figura 13 - Formatos mais comuns de digestores anaeróbios.	44
Figura 14 – Principais tipos de sistema de aquecimento.....	55
Figura 15 – Principais tipos de sistemas de agitação/mistura de digestores.	57
Figura 16 - Propriedades do biogás como combustível.....	64
Figura 17 - Equivalência energética do biogás.....	65
Figura 18 – Principais opções para utilização / conversão de biogás.....	66
Figura 19 - Diagrama de purificação (Water scrubbin).....	68
Figura 20 - Diagrama de captação de impurezas do biogás PSA (Pressure Swing Adsorption)...	69
Figura 21 – Diagrama de um filtro de membrana.....	70
Figura 22 – Diagrama genérico do funcionamento de um grupo motor-gerador.....	81
Figura 23 – Motor de combustão interna.....	83
Figura 24 - Diagrama genérico de um sistema de cogeração por caldeira com gerador a vapor.	84
Figura 25 - Diagrama genérico de um sistema de cogeração por turbina a gás	85
Figura 26 - Vista da ETAR de Sesimbra.	91
Figura 27 - Representação do subsistema de Sesimbra.	92

Figura 28 - Diagrama do processo de tratamento realizado na ETAR de Sesimbra.....	97
Figura 29 - Digestores anaeróbios	98
Figura 30 - -- Potes de purga	99
Figura 31 - Poço de condensados.....	99
Figura 32 – Sala de aquecimento e permutador de calor	100
Figura 33 - Caldeira e cogrador	100
Figura 34 - Gasómetro e tocha instalados na ETAR de Sesimbra.	101
Figura 35 - Equipamentos integrantes do sistema de cogeração da ETAR de Sesimbra.	102
Figura 36 - Amostradores automáticos.....	106
Figura 37 - Recolha pontual de lamas espessadas.....	107
Figura 38 - Recolha pontual de lamas digeridas	107
Figura 39 - Rede de injeção de biogás e válvula de pressão.	108
Figura 40 – Analisador de biogás.	108
Figura 41 - Concentração de SST e SSV nas lamas afluentes ao digestor, nos anos de 2009, 2010 e 2011, de Janeiro a Junho.....	112
Figura 42 - Concentração de SST e SSV nas lamas digeridas.....	114
Figura 43 - Concentração de SSV na alimentação do digestor vs % de remoção de SSV	115
Figura 44 - Tempo de retenção vs % Remoção	117
Figura 45 – Relação AGV / TAC vs pH nas lamas digeridas.	118
Figura 46 – Relação AGV vs pH nas lamas digeridas.	120
Figura 47 – Concentração de H ₂ S vs CH ₄	124
Figura 48 - Energia Eléctrica Produzida vs relação entre Produção / Consumo	126
Figura 49 - Área de localização da ETAR do Seixal.	129
Figura 50 - ETAR do Seixal.	129

1 OBJECTIVO

O objectivo do presente documento, relativo ao Estágio Profissionalizante do curso de mestrado em Análises Químicas Ambientais, é avaliar um processo de estabilização de lamas e valorização de biogás já implementado e monitorizar outro que se encontra na fase de arranque.

O biogás resulta da decomposição anaeróbia da matéria orgânica, sendo constituído por uma mistura de gases: o metano (CH_4), o dióxido de carbono (CO_2), com vestígios de hidrogénio (H_2) e sulfureto de hidrogénio (H_2S), entre outros. Geralmente, à saída do digestor, o biogás apresenta-se saturado em vapor de água, podendo conter partículas e siloxanos. A composição do biogás depende, por um lado, da natureza do resíduo digerido e, por outro, das condições em que a biodigestão se processa. Por esse motivo a caracterização das lamas para biodigestão é de capital importância.

Os resíduos apresentam grande variabilidade quanto à qualidade, quantidade, Carência Química de Oxigénio (CQO), nutrientes e outras características importantes ao tratamento anaeróbio, nomeadamente pH, alcalinidade, ácidos gordos voláteis, temperatura e a eventual presença de compostos potencialmente tóxicos.

Este estudo foi realizado num sistema já implementado numa ETAR de média dimensão, projectada para servir 30.000 h.e. em horizonte de projecto, com produção de biogás e aproveitamento energético do mesmo. O conhecimento ganho com o estudo deste sistema serviu para caracterizar um processo de digestão anaeróbia que se encontra, actualmente, em fase de arranque. Nesta nova instalação, de maior dimensão, concebida para servir 156.000 h.e. em horizonte de projecto, a digestão anaeróbia funcionará igualmente em reactor aquecido e de mistura completa.

Foram avaliados os parâmetros operacionais que influenciam o rendimento da digestão anaeróbia de lamas, estudadas as suas variações e respectivo impacto na qualidade do biogás produzido.

2 INTRODUÇÃO

2.1 Evolução do processo de digestão anaeróbia

A estabilização anaeróbia é um dos processos mais antigos utilizados para a estabilização da matéria orgânica presente nas lamas de ETAR (Metcalf & Eddy, 2003). O biogás é um dos produtos da decomposição anaeróbia da matéria orgânica, que se dá através da acção de determinadas espécies de bactérias, composto principalmente por metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂) e foi descoberto por Shirley, em 1667. Porém, evidências históricas referem que o biogás foi utilizado no aquecimento da água de banho na Assíria, no século X a.C., e também na Pérsia, no século XVI a.C. (Lusk, 1998)

Alexander Volta, descobriu o “ar combustível”, formado em sedimentos no fundo de lagos, pântanos e rios, em 1776, tendo concluído que existia uma relação directa entre a degradação da matéria orgânica e a quantidade de gás inflamável produzida.

Antony van Leeuwenhoek; em carta dirigida à Royal Society em Londres, a 14 de Junho de 1680, descreve a experiência por ele realizada na qual “observou um grande número e variedade de *animalcules* com iniciativa e dinâmica própria” (Ljungdahl, 2003).

Em 1884, Ulysse Gayon, aluno de Louis Pasteur, realizou um conjunto de ensaios de fermentação anaeróbia de uma mistura de estrume e água, a 35°C, conseguindo obter 100 litros de gás por m³ de matéria. Louis Pasteur, ao apresentar à Academia das Ciências os trabalhos do seu aluno, considerou que esta fermentação podia constituir uma fonte de energia para aquecimento e iluminação, devido à presença de metano, um hidrocarboneto de pequena cadeia (1 átomo de carbono), principal componente do gás natural e de elevado poder calorífico (Brasil, 2011).

A industrialização da Digestão Anaeróbia deu-se em 1859, com a primeira estação de tratamento anaeróbio para produção de gás combustível em um hospital de hansenianos (leprosos), em Bombaim (hoje Mumbai), Índia, associada ao tratamento de águas residuais urbanas, numa configuração aproximada ao que hoje se designa de fossa séptica (Monnet, 2003).

Em 1890, Donald Cameron projectou e patenteou a primeira fossa séptica. O sucesso deste órgão foi tal que o município inglês de Exeter aprovou o recurso a estes tanques para o tratamento das águas residuais geradas na cidade e o gás produzido foi utilizado na iluminação pública (Ferreira, 2010).

No entanto, o efluente tratado nas fossas sépticas apresentava uma cor escura e um odor intenso e desagradável, arrastando sólidos não digeridos que colmatavam com frequência os meios filtrantes utilizados para a afinação do efluente. Em 1899, Harry Clark sugeriu que esse problema poderia ser solucionado se a fermentação da lama ocorresse numa câmara separada da fossa séptica. Cinco anos mais tarde, em 1904, William Travis iniciou a operação de um sistema constituído por dois estágios, o que permitia que a matéria sólida sedimentasse num primeiro compartimento, onde ocorria a digestão (McCarty, 2001), equipado com anteparas para evitar a ressuspensão de materiais de menores dimensões.

Com o objectivo de minimizar a ressuspensão de sólidos e a septicidade do efluente, Karl Imhoff, em 1905, introduziu modificações na fossa séptica de Travis, passando o período de digestão das lamas a ser de algumas semanas a alguns meses.

Em 1914, Thum e Reichle concluíram que o processo se dava em duas fases: ácida e metanogénica. Em 1916, Imhoff, denominou de digestão ácida e digestão metânica as fases do processo. (Salomon, 2007)

O tanque Imhoff foi o primeiro sistema de tratamento de águas residuais a ser utilizado em grande escala, sendo ainda hoje utilizado no tratamento de águas residuais de pequenos aglomerados populacionais.

Apesar dos progressos introduzidos por Imhoff, a separação da zona de digestão de lamas da zona de decantação do efluente só foi conseguida em 1927, quando Ruhrverband instalou o primeiro sistema de aquecimento de lamas associado a um digestor (McCarty, 2001). A eficiência de tratamento alcançada excedeu, claramente, a obtida com o tanque Imhoff e a digestão anaeróbia em reactor dedicado ganhou popularidade, particularmente em cidades de maior dimensão.

No começo do século XX, ocorreu na Índia e na China, o início do desenvolvimento de digestores para a produção de gás metano a partir de estrume de animais, principalmente bovinos (CEE, 2000). Somente a partir de 1960, a digestão anaeróbia passou a ser pesquisada com carácter mais científico, havendo então grandes progressos quanto à compreensão dos fundamentos do processo e também de projectos de digestores e equipamentos auxiliares (Lusk, 1998).

Nos anos 30 do séc. XX, o desenvolvimento da microbiologia enquanto ciência levou diversos cientistas à identificação de microrganismos anaeróbios e às condições que promovem a produção de metano (Lusk, 1998). Barker isolou a *Methano Bacterium Omelianski* que oxida o

etanol, o acetato e o metano. Em 1948, Buswell e Sollo, utilizando 14°C, provaram que o metano vindo do acetato não ocorre através de redução de CO₂. Em 1956 Jerris verificou que 70% do metano produzido era proveniente do acetato (Salomon, 2007).

Na Europa e em Portugal, no início dos anos 80, a digestão anaeróbia tornou-se atraente devido a razões como: elevados preços energéticos, aumento da preocupação e consequente regulamentação ambiental e a possibilidade de tratamento de diferentes tipos de águas residuais. Decorrendo dos conhecimentos na área, os sistemas anaeróbios de tratamento foram melhorados, passando a ocupar uma posição de destaque. (Monnet, 2003)

A primeira instalação portuguesa de biogás data de 1953. Tratava-se de uma instalação de dimensão reduzida, localizada em Vila Nova de Cerveira, destinada ao processamento do chorume de 8 bovinos. O biogás produzido era, então, utilizado em fins domésticos (cozinha e aquecimento). Só decorridos 25 anos surgiu o segundo digestor em Portugal, com a instalação de um digestor industrial com 900 m³ de volume, em Leiria, que utilizava como substrato os resíduos do abate de 50 000 galinhas poedeiras (Duarte, 1991).

Dois aspectos fundamentais concorreram para que os processos de estabilização anaeróbia e de cogeração passassem a ser encarados como instrumentos essenciais no tratamento de resíduos, designadamente a escassez e limitação dos recursos energéticos e os problemas ambientais inerentes à grande concentração de resíduos (CEE, 2000).

Desde então, a tecnologia de estabilização anaeróbia tem evoluído significativamente, quer no que respeita à concepção dos digestores e dos equipamentos associados à operação, quer no que diz respeito à compreensão dos parâmetros de controlo do processo, sendo um processo privilegiado para a estabilização das lamas produzidas no tratamento de efluentes líquidos, em virtude dos benefícios associados à produção e posterior aproveitamento da energia gerada.

Em Portugal, só a partir de 1983 se assistiu à construção de um conjunto de instalações industriais de biogás, acompanhado do crescimento do número de empresas interessadas por esta tecnologia (Duarte, 1991).

O crescimento do processo de industrialização resultou num aumento das quantidades de efluentes contendo elevadas cargas orgânicas, o que resulta num elevado potencial de fonte alternativa de energia.

Actualmente, investigadores de todo mundo dão especial atenção aos processos anaeróbios, bem como ao desenvolvimento de reactores para o tratamento de resíduos e principalmente a

conversão de resíduos orgânicos em biogás. A aplicabilidade destes estudos assenta no pressuposto de optimização do processo de digestão anaeróbia, com ênfase nos factores críticos que afectam a operação do reactor e consequentemente a qualidade do biogás produzido.

2.2 Enquadramento Legislativo

Portugal é um país com escassos recursos energéticos próprios, nomeadamente, aqueles que asseguram a generalidade das necessidades energéticas da maioria dos países desenvolvidos (como o petróleo, o carvão e o gás). Tal situação de escassez conduz a uma elevada dependência energética do exterior sendo totalmente dependente das importações de fontes primárias de origem fóssil (MEE, 2011). Porém, no que respeita as fontes de energia renováveis o país tem um enorme potencial que pode ser explorado, não só com o objectivo de reduzir a dependência energética externa mas também do ponto de vista ambiental, no sentido de reduzir, o consumo de energias que conduzem a emissões de gases com efeito de estufa (GEE) previsto no protocolo de Quioto e num conjunto de directivas comunitárias, de forma a combater as alterações climáticas.

Com a assinatura do protocolo de Quioto, as implicações no sector energético, um dos principais sectores de actividade responsável pela emissão de GEE, não tardaram, tendo sido criados mecanismos para UE os aspectos ambientais passassem a influir no planeamento estratégico do sector energético de Portugal.

A publicação de diplomas legais veio criar as condições necessárias à venda de energia eléctrica produzida a partir de recursos renováveis ao sistema eléctrico nacional (SEN). Por outro lado, a actividade de co-geração passou a ser incluída no quadro legislativo que reconhece os benefícios energéticos e ambientais associados à produção de energia, estando subjacente o princípio dos “custos evitados” ao sistema eléctrico de serviço público (SEP) em resultado da entrada em funcionamento de instalações de co-geração, nomeadamente no que respeita à redução do investimento na construção de novas unidades de produção de energia eléctrica e de novas redes de distribuição, e dos custos de produção, transporte e distribuição de energia, bem como na redução das perdas de energia.

Serão destacados os diplomas legais relacionados com a produção de energia em instalações de tratamento de águas residuais com sistemas de cogeração, com vista a demonstrar que a legislação nacional e internacional poderá ser um incentivo à utilização de tecnologias associadas

ao tratamento anaeróbio de lamas resultantes do processo de tratamento das águas residuais.

2.2.1 Legislação Comunitária

A Decisão 2002/358/CE do Conselho, de 25 de Abril de 2002, aprovou, em nome da Comunidade Europeia, o Protocolo de Quioto da Convenção-Quadro das Nações Unidas sobre as alterações climáticas, tendo este sido ratificado a 31 de Maio do mesmo ano. O Protocolo de Quioto entrou oficialmente em vigor a 16 de Fevereiro de 2005, na sequência da deposição dos instrumentos de ratificação por 55 países incluídos no Anexo I à Convenção-Quadro, que representam um mínimo de 55% das emissões totais de dióxido de carbono em 1990 dos países incluídos no referido anexo. É o mais importante instrumento na luta contra as alterações climáticas, integrando o compromisso assumido pela maioria dos países industrializados de reduzirem, em média, 5% das suas emissões de determinados gases com efeito de estufa responsáveis pelo aquecimento planetário, nomeadamente de dióxido de carbono, metano, óxido nítrico, hidrocarbonetos fluorados (HFC), hidrocarbonetos perfluorados (PFC) e hexafluoreto de enxofre (SF₆) (CE, 2011).

O Protocolo de Quioto estipula que os países devem implementar e/ou desenvolver políticas e medidas de acordo com as suas especificidades nacionais, tais como (Decreto-Lei n.º 7/2002):

- Melhorar a eficiência energética em sectores relevantes da economia nacional;
- Investigar, desenvolver e promover a utilização de novas formas de energias renováveis, de tecnologias de absorção de dióxido de carbono e de tecnologias ambientalmente comprovadas que sejam avançadas e inovadoras;
- Limitar e/ou reduzir as emissões de metano para a atmosfera através da sua recuperação e utilização na gestão de resíduos, bem como na produção, transporte e distribuição de energia.

Assim, as directivas do Protocolo de Quioto incentivam os governos a promover, também, as tecnologias de tratamento anaeróbio de resíduos, principalmente os sistemas que possibilitam a produção de energia.

A União Europeia estabeleceu uma redução global de 8% das emissões de GEE, definindo metas claras para cada um dos Estados-Membros. Posto isto, Portugal está vinculado a esse instrumento jurídico internacional, com vista a contribuir para o alcance dos objectivos europeus e internacionais de uma redução efectiva das emissões de GEE, tendo-se comprometido a limitar, até 2012, o aumento das suas emissões a um máximo de 27%, relativamente a 1990 (ERSE, 2009).

Por outro lado, em 2010, foi definida uma estratégia para que as energias renováveis representem 12% do consumo interno bruto de energia da União Europeia. Consciente das suas potencialidades, o Portugal assumiu um compromisso corajoso perante as demais nações da União Europeia, definindo uma meta ambiciosa no que respeita à redução da dependência energética nos combustíveis fósseis. Assim, Portugal propôs-se a, em 2010, dispor de 39% da energia eléctrica gerada a partir de fontes renováveis (directiva europeia 2001/77/CE), a 3ª maior contribuição na UE15. Dois anos mais tarde foram estabelecidas metas individuais para a produção de energia limpa a partir das diferentes fontes renováveis, objectivos estes que foram revistos em 2005 quando foi apresentada a Estratégia Nacional para a Energia aprovada pela Resolução do Conselho de Ministros nº 169/2005, de 24 de Outubro, que substituiu a anterior Resolução do Conselho de Ministros nº 63/2003 de 19 de Outubro. Na referida Estratégia está previsto o reforço das energias renováveis pelo que, a meta para a produção de electricidade a partir de energias renováveis passa de 39% para 45% do consumo em 2010 (Economia, 2011) (ERSE, 2009).

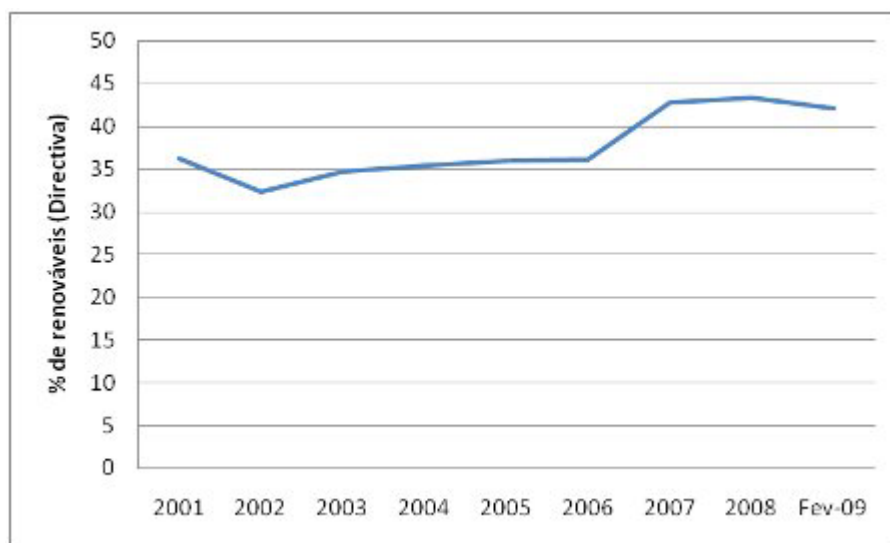


Figura 1 - Evolução da energia eléctrica produzida a partir de fontes renováveis (GWh)

(fonte: Renováveis – estatísticas rápidas, Fevereiro de 2009) (Economia, 2011)

A Directiva 2004/08/CE do Parlamento e do Conselho, de 11 de Fevereiro, relativa à promoção da co-geração com base na procura de calor útil, impõe o estudo dos potenciais nacionais e a identificação de barreiras à sua utilização. O objectivo é aumentar a eficiência energética e a segurança do abastecimento mediante a criação de um quadro para a promoção e o desenvolvimento da co-geração de elevada eficiência, de calor e de electricidade com base na procura de calor útil e na poupança de energia primária no mercado interno da energia, tendo em

conta as condições específicas nacionais, nomeadamente em matéria de condições climáticas e económicas.

O Conselho de Ministros de Transportes, Telecomunicações e Energia, realizado a 14 de Março de 2006, dedicou-se em exclusivo à vertente energia, tendo como tema central o Livro Verde da Comissão designado “Estratégia europeia para uma energia sustentável, competitiva e segura” e foi convocado expressamente para preparar a Conselho Europeu da Primavera que reiterou a necessidade da definição de uma nova política energética europeia. Neste contexto, o Livro Verde foi aprovado no Conselho da Primavera de 2006. As linhas da actual política energética integrada da UE defendem uma coerência entre política interna e política externa e a necessidade de a União Europeia falar a uma só voz para o exterior.

No dia 10 de Janeiro de 2007, a Comissão apresentou um pacote de medidas que tendo em conta o Plano de Acção sobre Eficiência Energética e à Comunicação sobre relações externas da energia preparada para a Cimeira de Lahti, resultaram no Plano de Acção para a Política Energética e Climática. Este Plano de Acção foi aprovado no Conselho Europeu da Primavera de 8-9 de Março de 2007 e compreende as acções prioritárias, algumas das quais podem contribuir para mais de um dos três objectivos da Política Energética para a Europa.

O enquadramento internacional condiciona fortemente o sector energético. Este enquadramento é caracterizado pela crescente globalização e interdependência das várias economias nacionais e pela existência de uma rápida mutação tecnológica. Dada a relevância das questões ambientais no panorama internacional actual, é importante ressaltar a importância das tecnologias e sistemas de energia sustentáveis.

2.2.2 Legislação Nacional

2.2.2.1 Energia eléctrica a partir de recursos naturais

O Decreto-Lei n.º 189/88, de 27 de Maio, estabeleceu as regras aplicáveis à produção de energia eléctrica a partir de recursos renováveis e à produção combinada de calor e electricidade. Posteriormente, com a aprovação em Julho de 1995 de um conjunto de diplomas que deram um novo enquadramento jurídico ao SEN, a produção combinada de calor e electricidade passou a reger-se por um regime autónomo, o do Decreto-Lei n.º 186/95, de 27 de Julho. No seguimento destas alterações, e com o objectivo de adequar o Decreto-Lei n.º 189/88 a esse novo enquadramento, foi aprovado o Decreto-Lei n.º 313/95, de 24 de Novembro.

No entanto, as crescentes preocupações com a defesa do ambiente tornaram necessário um maior estreitamento das políticas energética e ambiental, de forma a viabilizar o cumprimento dos compromissos internacionais que Portugal previa assumir em matéria de limitação das emissões dos GEE, na sequência da implementação da Convenção Quadro das Nações Unidas para as Alterações Climáticas e do Protocolo de Quioto, dela decorrente. Neste contexto, foi aprovado o Decreto-Lei n.º 168/99, de 18 de Maio, que altera e reedita o Decreto-Lei n.º 189/88. Este documento veio estabelecer os princípios necessários à internalização dos benefícios ambientais decorrentes da produção de energia eléctrica a partir de recursos renováveis, permitindo a implementação de tarifas habitualmente designadas por tarifas verdes.

O Decreto-Lei n.º 339-C/2001, de 29 de Dezembro, veio alterar o Decreto-Lei n.º 189/88, revendo o regime aplicável à actividade de produção de energia eléctrica, no âmbito do sistema eléctrico independente (SEI), nomeadamente pela introdução de alterações ao estabelecimento de uma remuneração diferenciada por tecnologia e regime de exploração e pelo reconhecimento que o contributo ambiental das instalações abrangidas é permanente, não sendo apropriado impor uma qualquer limitação temporal às condições de remuneração previstas por este conjunto de documentos legais.

Com a aprovação, através do Decreto n.º 7/2002, de 25 de Março, do Protocolo de Quioto à Convenção Quadro das Nações Unidas sobre Alterações Climáticas, assinado em Nova Iorque, a 29 de Abril de 1998, Portugal assumiu o compromisso de limitar, no período 2008-2012, o aumento das emissões de gases com efeito de estufa a um máximo de 27% relativamente a 1990. Salienta-se que o Anexo A do Protocolo de Quioto refere o manuseamento de águas residuais como uma das actividades emissoras de GEE. Assim, a Resolução do Conselho de Ministros n.º 63/2003, de 28 de Abril, aprovou uma clara e calendarizada política energética, essencial ao cumprimento dos compromissos assumidos em matéria ambiental, estabelecendo objectivos nacionais para cada tipo de energia renovável. Este documento declara que a capacidade a instalar, até 2010, para a produção de energia eléctrica a partir de biogás deverá ser de 50 MW, sendo que, em 2001, era de apenas 1 MW.

Atendendo a que se verificou uma alteração dos pressupostos que estiveram presentes na elaboração do Decreto-Lei n.º 339-C/2001, nomeadamente no que respeita ao preço do CO₂ e ao preço da electricidade em regime de mercado, foi necessário actualizar, através da publicação do Decreto-Lei n.º 33-A/2005, de 16 de Fevereiro, os valores constantes da fórmula de remuneração da energia eléctrica produzida a partir de recursos renováveis. Este último documento volta a impor um limite temporal para a aplicação do tarifário de energia verde (de 12 anos a contar

desde o início do fornecimento de electricidade à rede, para a valorização energética de biogás em ETAR), considerando um período suficiente para recuperação dos investimentos realizados e obtenção de retorno económico.

O Decreto-Lei n.º 33-A/2005 foi alterado pela Declaração de Rectificação n.º 29/2005, de 15 de Abril. Ainda em 2005 foi publicada a estratégia nacional para a energia (ENE), definida na Resolução do Conselho de Ministros n.º 169/2005, de 24 de Outubro, que estabelece várias medidas, entre elas a criação de um quadro legislativo estável e transparente para o sector e a avaliação dos critérios de remuneração da electricidade produzida, tendo em conta as especificidades tecnológicas e a critérios ambientais.

O programa nacional para as alterações climáticas (PNAC), aprovado pela Resolução do Conselho de Ministros n.º 104/2006, de 23 de Agosto, reforça a aposta na promoção da produção de electricidade a partir de fontes de energia renováveis, uma vez que estas contribuem para a redução de emissões de GEE associados ao sistema electroprodutor. As centrais de biogás encontram-se entre as tecnologias renováveis às quais foi atribuído um coeficiente Z que permite remunerar diferenciadamente a sua produção de energia eléctrica.

Contudo, o Decreto-Lei n.º 33-A/2005 só considerou a vertente de gás de aterro, excluindo quaisquer outras, nomeadamente a produção de biogás proveniente do tratamento biológico das lamas das ETAR. Esta lacuna foi colmatada pelo Decreto-Lei n.º 225/2007, de 31 de Maio, que veio introduzir um conjunto de alterações ao Decreto-Lei n.º 189/88, com a redacção dada pelo Decreto-Lei n.º 168/99, e com as alterações introduzidas pelo Decreto-Lei n.º 339-C/2001 e pelo Decreto-Lei n.º 33-A/2005, no sentido de materializar as medidas relacionadas com as energias renováveis previstas na ENE, entre as quais se destaca a atribuição de um coeficiente Z para as centrais de valorização energética de biogás na vertente de digestão anaeróbia de lamas de ETAR. O Decreto-Lei n.º 225/2007 foi alterado pela Declaração de Rectificação n.º 71/2007, de 24 de Julho.

2.2.2.2 Energia eléctrica a partir de cogeração

Como referido anteriormente, o Decreto-Lei n.º 189/88, de 27 de Maio, estabeleceu as condições relativas à produção de energia eléctrica, dentro de determinados limites de potência instalada, por qualquer entidade, independentemente da sua forma jurídica, que utilizasse recursos renováveis ou instalasse sistemas de produção combinada de calor e electricidade. Após a publicação daquele diploma, registou-se um acentuado desenvolvimento da utilização do

processo de cogeração, originando um conjunto alargado de situações com características particulares no sector da produção de energia, que não estavam previstas no quadro daquele normativo legal. Tendo este facto em consideração, o legislador, no sentido de adequar o conceito legal de co-geração às novas condições, foi publicado o Decreto-Lei n.º 186/95, de 27 de Julho, que se aplica, exclusivamente, à produção de energia em instalações de co-geração, separando legislativamente das formas de produção de energia eléctrica cobertas pelo Decreto-Lei n.º 189/88.

O Decreto-Lei n.º 186/95 veio estabelecer disposições relativas à actividade de produção e consumo combinados de energia eléctrica e térmica, mediante o processo de co-geração, sem limite máximo de potência eléctrica instalada, definindo regras quantitativas para a definição do conceito de co-geração, baseadas na verificação de um rendimento térmico mais ajustado aos objectivos da política energética nacional.

No entanto, em 1999, face à evolução do sector energético e das preocupações ambientais, foi necessário rever o normativo aplicável, tendo sido publicado o Decreto-Lei n.º 538/99, de 13 de Dezembro, que revoga o Decreto-Lei n.º 186/95. Este novo documento só abrange as instalações de co-geração que verifiquem as seguintes condições:

- o rendimento eléctrico equivalente (REE) da instalação tem que ser igual ou superior a 0,55;
- A quantidade de energia eléctrica fornecida à rede não pode exceder o valor obtido pela equação da alínea b) do n.º 1 do artigo 4.º; e (iii) a potência eléctrica instalada tem que ser igual ou superior a 250 kVA, sempre que o rácio T/E1 seja igual ou superior a 5.

A prossecução dos objectivos definidos no Decreto-Lei n.º 538/99 deparava-se com o constrangimento de capacidade das redes do SEP para recepção da energia eléctrica proveniente dos centros electroprodutores do SEI, que conduzia, frequentemente, à inviabilização dos projectos apresentados pelos promotores. Assim, no final de 2001, foi publicado o Decreto-Lei n.º 312/2001, de 10 de Dezembro, com o objectivo de definir o regime de gestão da capacidade da energia eléctrica nas redes do SEP, de forma a permitir a recepção e entrega de energia eléctrica proveniente de novos centros electroprodutores do SEI. Na mesma data foi publicado o Decreto-Lei n.º 313/2001 que altera o Decreto-Lei n.º 538/99, revendo normas relativas às condições de exploração e tarifários de actividade de produção combinada de calor e electricidade.

Em Janeiro de 2002, foi publicado um conjunto de quatro portarias que têm por objectivo estabelecer os tarifários de venda de energia eléctrica produzida pela instalação de co-geração à

rede do SEP, para as seguintes condições:

- A potência de ligação das instalações de co-geração seja superior a 10 MW, utilizando como combustível gás natural, gás de petróleo liquefeito (GPL) ou combustíveis líquidos, com excepção de fuelóleo – Portaria n.º 57/2002, de 15 de Janeiro;
- A potência de ligação das instalações de co-geração seja inferior ou igual a 10 MW, utilizando como combustível gás natural, GPL ou combustíveis líquidos, com excepção de fuelóleo – Portaria n.º 58/2002, de 15 de Janeiro;
- As instalações de co-geração que utilizem como combustível fuelóleo, independentemente da Potência de ligação – Portaria n.º 59/2002, de 15 de Janeiro;
- As instalações de co-geração sejam utilizadoras de energia primária que, em cada ano, seja constituída em mais de 50% por recursos renováveis ou resíduos industriais, agrícolas ou urbanos, independentemente da potência de ligação – Portaria n.º 60/2002, de 15 de Janeiro.

O Plano Nacional para as Alterações Climáticas de 2006, definiu como objectivo a existência de 2000 MW de potência instalada em co-geração em 2010, o que permitirá reduzir a emissão de 200 000 t CO₂ para a atmosfera.

Já em 2010, é aprovado o Decreto-Lei n.º 23/2010, de 25 de Março que Estabelece a disciplina da actividade da co-geração, transpondo a Directiva n.º 2004/8/CE, do Parlamento Europeu e do Conselho, de 11 de Fevereiro. Revoga o Decreto-Lei n.º 538/99, de 13 de Dezembro.

2.2.3 Caracterização Energética Nacional

A aposta nas energias renováveis promove o desenvolvimento de uma fileira industrial indutora do crescimento económico e do emprego; permitindo atingir as metas nacionais de produção de energia renovável; intensificando a diversificação das energias renováveis no conjunto do mix energético, reduzindo a dependência externa e aumentando a segurança de fornecimento.

Os investimentos em energias renováveis nos últimos anos fizeram de Portugal uma referência mundial neste domínio, nomeadamente no que diz respeito à energia eólica tendo sido possível atingir, já em 2009, o objectivo proposto de ter, em 2010, 45% da electricidade produzida a partir de fontes renováveis.

Portugal assumiu para 2020, no âmbito dos compromissos europeus assumidos, uma meta de

consumo de energia final de 31% a partir de fontes renováveis e uma meta de 60% da produção de electricidade, igualmente, a partir de fontes renováveis.

A base da produção da energia renovável em Portugal está assente na combinação da energia hídrica e da energia eólica. Porém, o futuro deste sector passa pela diversificação da carteira de energias renováveis apostando em tecnologias que possam dar um contributo mais imediato para o sistema electroprodutor, mas também em investigação e desenvolvimento de tecnologias que apresentem potencial de criação de valor à economia nacional.

Em relação à energia proveniente de biogás deverá ser dada atenção ao aproveitamento do potencial dos Combustíveis Derivados de Resíduos (CDR), do biogás de aterro e do biogás proveniente da digestão anaeróbia de resíduos e de efluentes cuja viabilização deverá estar associada à internalização dos benefícios ambientais.

Em Portugal, uma questão que se coloca relativamente ao biogás, é a avaliação da sua importância, no contexto das energias renováveis. Actualmente, a geração de biogás provém exclusivamente da degradação dos resíduos da nossa civilização. Há outros dois factores suplementares que ditam a importância do aproveitamento do biogás: a redução da energia consumida no tratamento dos resíduos e, além disso, a queima do metano que faz com que não ocorra o seu lançamento na atmosfera, nocivo em termos de efeito de estufa. As áreas potenciais principais de produção de biogás são as do Sector agro-pecuário, da Indústria agro-alimentar, das ETAR municipais e dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU).

Actualmente, existe em Portugal cerca de uma centena de sistemas de produção de biogás, na sua maior parte proveniente do tratamento de efluentes agro-pecuários (cerca de 85%) e destas, cerca de 85% são suiniculturas. Este aproveitamento que, para além de resolver os problemas de poluição dos efluentes, pode tornar uma exploração agro-pecuária auto-suficiente em termos energéticos. Os resíduos sólidos resultantes podem ser ainda aproveitados como fertilizante. O biogás representa actualmente cerca de 3% do consumo energético nacional

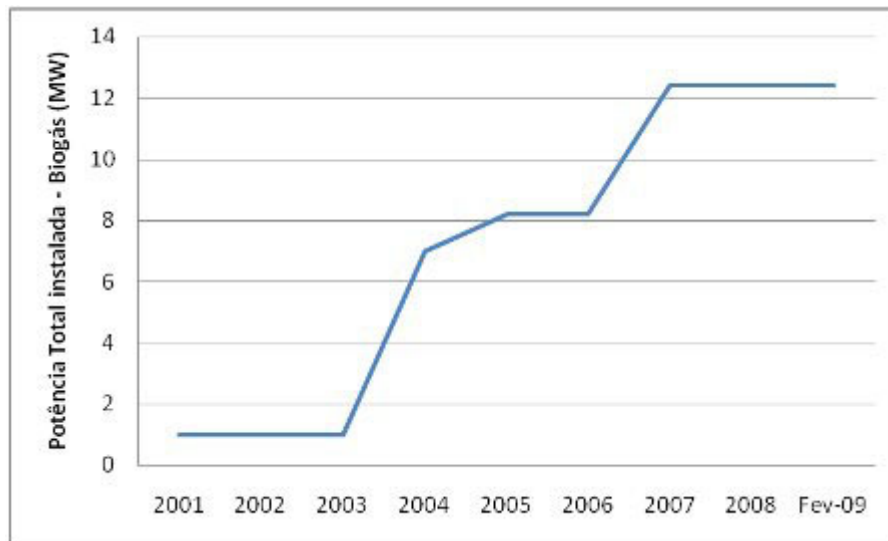


Figura 2 - Evolução da potência instalada em Portugal Continental - Biogás (MW)

(fonte: Renováveis – estatísticas rápidas, Fevereiro de 2009) (www.energiasrenovaveis.com, 2011)

2.2.3.1 Estratégia Nacional para a Energia

Têm sido desenvolvidas políticas energéticas em Portugal, tendo sido definidas as grandes linhas estratégicas para o sector da energia, estabelecendo a Estratégia Nacional para a Energia, (aprovada pela Resolução do Conselho de Ministros n.º 29/2010, de 15 de Abril de 2010, que substitui a anterior Resolução do Conselho de Ministros n.º 169/2005, de 24 de Outubro) (ERSE, 2009).

As opções de política energética pretendem o crescimento de economia, de promoção da concorrência nos mercados da energia, de criação de valor e de emprego qualificado em sectores com elevada incorporação tecnológica. Ambiciona-se colocar Portugal na fronteira tecnológica das energias alternativas, potenciando a produção e exportação de soluções com elevado valor acrescentado, que permitam ainda diminuir a dependência energética do exterior e reduzir as emissões de gases com efeito de estufa.

3 TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS

3.1 Caracterização de águas residuais

As águas residuais urbanas (AR) são definidas como sendo águas residuais de instalações domésticas e serviços, essencialmente provenientes do metabolismo humano e de actividades domésticas ou a mistura de águas residuais domésticas com águas residuais industriais e ou águas de escoamento pluvial segundo o estabelecido pela legislação portuguesa (D.L.152/97).

As AR variam muito em composição sendo constituídas por matéria orgânica e mineral, em suspensão ou dissolvida, nutrientes, microrganismos e organismos patogénicos. Transportam uma quantidade significativa de matérias poluentes que, se não forem removidas podem degradar a qualidade da água do meio receptor, pondo em causa não só toda a fauna e flora características destes meios, mas também, todas as utilizações que são dadas a estes meios, como sejam, a piscicultura, a utilização balnear, etc.

Os propósitos de qualidade são regulamentados pelos Decreto-Lei 236/98 de 1 de Agosto, e Decreto-Lei 152/97 de 19 de Junho, não obstante as descargas de AR na água e no solo estarem sujeiras a autorização prévia através de Licenças de Descarga (LD) emitidas pela Administração da Região Hidrográfica (ARH) respectiva.

O Decreto-Lei 236/98 de 1 de Agosto estabelece regras, critérios e objectivos de qualidade com a finalidade de proteger o meio aquático e melhorar a qualidade das águas em função dos seus principais usos. Este diploma define que deverão ser tidos em conta os valores limite de emissão (VLE) na descarga de AR, do anexo XVIII. No entanto, poderão ser determinadas condições mais exigentes para a descarga de AR nos seguintes casos:

- O meio receptor estar classificado como sensível, nos termos do Decreto-Lei 152/97 de 19 de Junho, que foi alterado pelo Decreto-Lei 149/2004 de 22 de Junho no que se refere à distribuição das referidas zona sensíveis e menos sensíveis que, por sua vez, foi revogado pelo Decreto-Lei 198/2008 de 8 de Outubro. Em Portugal existem vinte e cinco zonas classificadas como sensíveis e três classificadas como menos sensíveis, conforme o Anexo do D.L.198/2008 de 8 de Outubro;
- A poluição gerada pela descarga poder ter efeitos de longa distancia ou transfronteiriços;
- O meio receptor estar situado em área designada para protecção de habitats ou

espécies relativamente às quais a conservação ou melhoria da qualidade das águas seja um factor importante para a sua protecção;

- O meio receptor encontrar-se em Reserva Agrícola Nacional (RAN).

De um modo geral, na Europa e em Portugal, tem-se vindo a registar uma melhoria no tratamento das águas residuais não só por imperativos legais decorrentes das Directivas Europeias que são obrigatoriamente transpostas para a legislação nacional, mas também devido à aplicação do conhecimento científico, critérios técnicos e da experiência acumulada.

O objectivo do tratamento da AR é de proteger a qualidade das águas no meio receptor, através da remoção de sólidos em suspensão, da matéria orgânica e dos nutrientes. O tratamento das águas residuais é de capital importância, não só para a preservação das águas superficiais, evitando a sua contaminação, mas também para preservação da saúde pública. Este facto assume maior relevância em zonas onde a população não tem acesso a água tratada.

A caracterização adequada da AR é o primeiro passo para determinar o tipo e grau de tratamento necessário, para determinar os parâmetros de cálculo e dimensionamento de uma instalação de tratamento, bem como para se aferir a eficiência e rendimento das diferentes fases do tratamento e da optimização da operação das instalações (Cantinho, 2003).

3.2 Etapas de tratamento de águas residuais

O tratamento de AR é constituído por um conjunto de operações e processos unitários nas diferentes fases de tratamento. Operações unitárias implicam a remoção de poluentes por métodos físicos, enquanto processos unitários implicam métodos químicos e/ou biológicos.

Sistema de tratamento de AR é a combinação processos unitários concebidos (dimensionados) para redução de determinados constituintes (poluentes) da AR a determinados níveis considerados aceitáveis (requisitos legais/normativos). São possíveis diversas combinações diferentes para o mesmo objectivo, isto é, diversas sequências de fases de tratamento (Cantinho, 2003).

A figura seguinte ilustra um esquema de tratamento de AR (Simarsul, 2011):

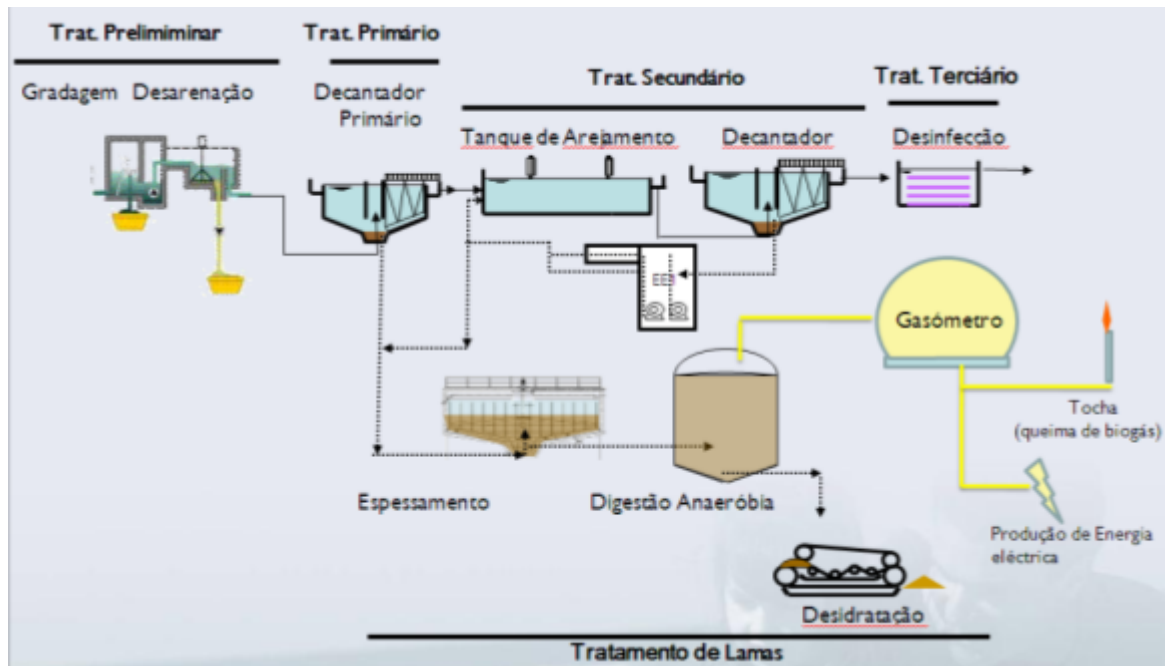


Figura 3 – Esquema de tratamento de uma água residual.

3.2.1 Tratamento Preliminar

O tratamento preliminar tem como objectivo proteger os equipamentos da ETAR através da remoção de elementos grosseiros que o podem danificar e inclui operações de gradagem, desarenamento e desengorduramento.

A principal função da operação de gradagem é a remoção de sólidos de grande dimensão que estão presentes no afluente e que poderão provocar danos nos equipamentos dos processos seguintes, reduzindo a eficiência do processo (Metcalf & Eddy, 2003).

As grades podem ser finas, médias ou grossas dependendo do espaçamento entre as barras. Geralmente utiliza-se uma combinação de tipos de grades (grossa ou média seguida de fina) para que a retenção dos gradados seja mais eficiente.

A acumulação de material na grade poderá provocar colmatção, assim é essencial manter a limpeza da mesma. A remoção dos gradados poderá ser automática ou manual.

A seguir à operação de gradagem são efectuadas as operações de desarenamento e desengorduramento.

Os materiais retidos no desarenamento são caracterizados como sendo não putrescíveis, possuem uma velocidade de sedimentação relativamente superior ao material orgânico e são, em geral, partículas discretas em oposição ao material floculento.

Estão incluídos na descrição anterior as areias, cascalho, matéria mineral de pequena dimensão que não ficou retida na gradagem. Esta matéria é removida a fim de proteger os equipamentos seguintes de fenómenos de abrasão e reduzir o entupimento das condutas pela sua deposição.

O desgorduramento é uma operação unitária onde as partículas sólidas hidrofóbicas, em suspensão na AR, se ligam a minúsculas bolhas de ar (implicando a injeção de ar) potenciando a flutuabilidade. Este aglomerado ascende à superfície e liga-se a outras partículas semelhantes podendo assim serem removidas mecanicamente.

A remoção de óleos e gorduras é importante, pois previne a obstrução de tubagens, a aderências aos equipamentos da ETAR e o surgimento de dificuldades nas trocas gasosas.

Os resíduos gerados nesta fase inicial do tratamento de AR serão encaminhados para tratamento (gorduras) ou para deposição em aterro, mediante o resultado das análises realizadas, sendo aplicável o Decreto-Lei nº183/2009, de 10 de Agosto.

3.2.2 Tratamento Primário

O objectivo do tratamento primário é remover os sólidos orgânicos sedimentáveis. Geralmente, esta operação remove 50-70% de sólidos suspensos e 30-40% de CBO₅ (Carência Bioquímica de Oxigénio). Estes sólidos orgânicos acumulam-se no fundo dos decantadores primários originando as lamas primárias. Nesta fase do tratamento, poderá haver adição de reagentes, com o objectivo de facilitar a sedimentação, aumentando a eficiência do processo.

Directiva CE 271/91 – definição

3.2.3 Tratamento Secundário

O objectivo fundamental do tratamento secundário de uma água residual é a remoção da matéria orgânica biodegradável remanescente, dado que no tratamento primário não é removida quantidade suficiente para garantir a qualidade exigida ao efluente final. Esta fase do tratamento divide-se em duas: o tratamento biológico e a decantação secundária. **Directiva CE 271/91** – definição

De forma sucinta, o processo do tratamento biológico, baseia-se no constante fornecimento de matéria orgânica e oxigénio a uma comunidade de microrganismos aeróbios, mantidos em condições favoráveis (oxigénio, pH, temperatura, ausência de substâncias tóxicas, etc.), que

através do seu metabolismo, transformam a matéria orgânica em nova biomassa microbiana, CO_2 , H_2O e minerais, num reactor biológico, também designado tanque de arejamento (Simarsul, 2011) (Cantinho, 2003):

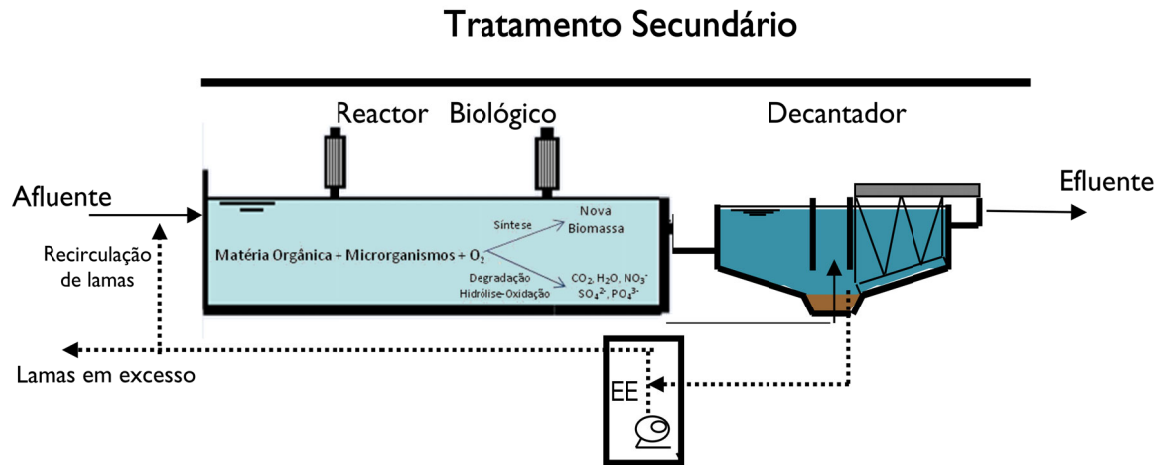


Figura 4 – Desenvolvimento da biomassa num reactor biológico.

Segundo o Decreto-Lei 152/97, de 19 de Junho, o tratamento secundário é definido como o “tratamento das águas residuais urbanas que envolve geralmente um tratamento biológico com decantação secundária ou outro processo que permita respeitar os valores legislados”, sendo estes de concentração de 25 mg/L de $\text{CBO}_5(20)$ ¹, 125 mg/L de CQO^2 e 35 mg/L de SST^3 .

Poderão, também, ser removidos nutrientes como Fósforo e Azoto, que podem prejudicar o meio receptor, propenso a processos de eutrofização (albufeiras, lagoas, riachos, rios, etc.). Os valores de concentração de referências para os nutrientes são de 2 mg/L e 15 mg/L , respectivamente (D.L.152/97).

1 Carência Bioquímica de Oxigénio – Definido como quantidade de matéria orgânica biodegradável de uma água, determinado pela quantificação do oxigénio consumido pelos microrganismos aeróbios envolvidos na degradação da matéria orgânica. O ensaio consiste em determinar o oxigénio dissolvido consumido durante cinco dias, em incubação a 20°C . A diferença entre o valor do primeiro e o quinto dia representa o oxigénio consumido na decomposição (CBO_5) e é expresso em $\text{mg O}_2/\text{L}$.

2 A Carência Química de Oxigénio indica a quantidade de oxigénio consumida na oxidação, por via química, das substâncias orgânicas e inorgânicas oxidáveis existentes numa amostra. O princípio do método baseia-se no facto das substâncias oxidáveis reagirem com uma solução ácida de Dicromato de potássio, na presença do catalisador sulfato de prata e à ebulição em refluxo fechado, de modo a evitar a perda de componentes voláteis. O ião Dicromato, $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$ é convertido no ião crómio (III), Cr^{3+} . A quantidade destes iões em solução pode ser quantificada. Consoante a quantidade de oxigénio consumido, a determinação é baseada, respectivamente, na redução a Cr^{6+} , acompanhada pela coloração amarela, ou na redução a Cr^{3+} , acompanhada pela coloração verde, e detectável a 448 nm e a 605 nm , respectivamente.

3 Sólidos Suspensos Totais - Uma amostra homogeneizada, é filtrada, através de um filtro de fibra de vidro. O resíduo é seco a $103\text{-}105^\circ\text{C}$ e pesado até se obter um peso constante. A diferença de massa representa os SST presentes na amostra.

Conforme referido, estes processos servem-se de uma grande variedade de microrganismos (principalmente bactérias, mas também protozoários e metazoários), que em contacto com a matéria orgânica carbonada (coloidal e dissolvida) a transformam em tecido celular e água. O tecido celular possui uma densidade superior à da água e deste modo, as células resultantes podem ser removidas por decantação. O tratamento biológico pode ter a seguinte tipologia (Cantinho, 2003):

- Remoção biológica por biomassa fixa (Leitos Percoladores, Discos Biológicos, Biofiltros), consiste no uso de um meio de suporte, ao qual os microrganismos se fixam, e que permite o seu contacto em permanência com a água residual.
- Lamas activadas, em que a água residual a ser tratada é introduzida num reaktor onde uma população microbiana aeróbia é mantida em suspensão e é assegurado o contacto com a água residual a tratar. À medida que crescem microrganismos têm tendência para flocular, formando flocos biológicos – lamas activadas.

A segunda fase do tratamento secundário trata-se de uma operação unitária, a decantação secundária, em que um decantador secundário, à excepção dos Biofiltros, permite a separação dos sólidos em suspensão (flocos) obtendo-se um efluente clarificado. Deste processo resultam lamas secundárias, encaminhadas para a linha de tratamento de lamas.

3.2.4 Tratamento Terciário

Tratamento terciário é, essencialmente, um tratamento de afinação como, por exemplo, a remoção de sólidos em suspensão e desinfecção.

- Filtração: remoção de pequenas partículas sólidas em suspensão;
- Desinfecção: destruição, de microrganismos patogénicos prejudiciais tais como bactérias e vírus. Os sistemas mais comuns de desinfecção em águas residuais são constituídos por aplicação de radiações Ultra Violeta (U.V.).

Dependendo da qualidade final, parte desta água poderá ser utilizada para rega, lavagens e operação de limpeza nas ETAR, ou simplesmente lançada ao meio hídrico.

3.2.5 Tratamento de lamas

No que respeita ao tratamento de lamas proveniente do tratamento da fase líquida, estas são,

numa primeira fase, espessadas (redução do teor de água com conseqüente redução de volume) e encaminhadas, quando necessário, para a fase de estabilização por digestão anaeróbia. Após a estabilização, as lamas são conduzidas para desidratação, onde será removido o excesso de água, permitindo assim, o encaminhamento para destino final de um menor volume de lamas e em condições de maior facilidade de transporte (valorização agrícola, deposição em aterro ou compostagem, dependendo dos resultados analíticos conforme o Decreto-Lei nº183/2009, de 10 de Agosto, deposição de resíduos em aterro, ou no Decreto-Lei nº276/2009, de 2 de Outubro, utilização agrícola de lamas).

- Espessamento: aumentar a concentração de sólidos nas lamas provenientes dos decantadores.
- Digestão: estabilização das lamas por decomposição da matéria orgânica, em digestor. Do processo de digestão anaeróbia resulta a produção de biogás, uma forma de energia renovável, essencialmente constituído por metano (CH₄), pode ainda conter dióxido de carbono (CO₂), sulfureto de hidrogénio (H₂S) em menor percentagem, e ainda oxigénio (O₂) e hidrogénio (H₂) em valores residuais, dependendo dos resíduos degradados e características dos órgãos de tratamento. Este poderá ser encaminhado para o processo de cogeração que converte o biogás produzido em energia térmica e eléctrica (assunto tratado nos capítulos seguintes).
- Desidratação: remoção do excesso de água.

4 BIODIGESTÃO ANAERÓBIA

Na natureza, a biodigestão anaeróbia faz parte do ciclo do carbono, pois desempenha um papel importante na mineralização da matéria orgânica. A decomposição anaeróbia ocorre em todos os locais onde haja acumulação de matéria orgânica em condições de insuficiência de oxigénio, como é o caso dos sedimentos nos pântanos e no fundo de lagoas e lagos (Cantinho, 2002).

O aparecimento e desenvolvimento de novos reactores, sustentado pela evolução no conhecimento das bases teóricas do processo, têm conduzido a um cada vez maior espectro de aplicação da tecnologia anaeróbia no tratamento de resíduos. Passou-se de uma simples utilização da biodigestão anaeróbia como processo de estabilização de lamas proveniente da ETAR e do tratamento de resíduos agrícolas, à crescente aplicação a diversos tipos de resíduos, tendo também em vista a produção de energia para utilização local ou venda à rede. A biodigestão anaeróbia encerra um enorme potencial na produção de energia e tem sido cada vez mais reconhecida como uma tecnologia sustentável e amiga do ambiente (CEE, 2000).

O aproveitamento de biogás por cogeração contribui de forma decisiva para a redução dos custos do processo de tratamento de efluentes, através da maximização da valorização energética do biogás produzido, o que torna este processo economicamente viável. Por outro lado, contribui para a redução das emissões de gases com efeito de estufa, ao evitar a libertação destes gases para a atmosfera, e de CO₂ antropogénico, devido a redução do consumo de combustíveis fósseis. Em Portugal, existe um elevado potencial de aplicação desta tecnologia, assegurado pela existência de ETAR multimunicipais que recebem efluentes de vários aglomerados populacionais e mesmo cidades.

A estabilização anaeróbia consiste na decomposição da matéria orgânica e, ocasionalmente, inorgânica, na ausência de oxigénio molecular, da qual resulta biomassa estabilizada e uma mistura gasosa composta, essencialmente, por metano e dióxido de carbono (Metcalf & Eddy, 2003). Durante o processo de estabilização anaeróbia, cerca de 45 a 55% da matéria orgânica volátil presente nas lamas é convertida em gases. Este processo, ao promover a transformação da matéria orgânica, reduz o nível de sólidos presentes nas lamas e, conseqüentemente, o volume total de resíduo. Para além disto, reduz o odor gerado e elimina grande parte da carga patogénica presente.

4.1 O Processo de Digestão Anaeróbia

O processo de degradação anaeróbia tem como objectivo fundamental a estabilização biológica de lamas provenientes do tratamento aeróbio de águas residuais para deposição final, armazenamento seguro e eventual utilização. A estabilização também reduz odores, níveis de bactérias e a concentração de sólidos. (Cimochowicz-Rybicka, 2001)

A digestão anaeróbia consiste, essencialmente, na conversão da matéria orgânica, através da mineralização parcial do carbono, maioritariamente em biogás e numa quantidade reduzida de biomassa bacteriana. O biogás produzido no processo tem uma composição típica de 50 a 70% de metano, 30 a 45% de dióxido de carbono e 200 a 4000 ppm de sulfureto de hidrogénio (Santos, 2010).

No final do processo de digestão, cerca de 50% da matéria orgânica foi decomposta e convertida em biogás, obtendo-se uma lama digerida, mais facilmente desidratável e com uma quantidade de nutrientes semelhante a da lama fresca. Os nutrientes, inicialmente presentes na forma orgânica, sofrem mineralização, o que os torna mais facilmente assimiláveis pelas plantas. Este aspecto permite reforçar as possibilidades de aplicação da lama digerida no solo agrícola como fertilizante.

Segundo Cimochowicz-Rybicka (2001), a composição do biogás produzido é influenciada pela degradabilidade da matéria orgânica estando a quantidade relacionada com a quantidade que sofre a mineralização.

A produção combinada de calor e electricidade é a opção mais proveitosa para a utilização do biogás, através de cogeração. Além de fornecer o calor necessário ao desenvolvimento estável do processo anaeróbio (com o aquecimento das lamas no digester), permite gerar mais-valias na forma de electricidade, para consumo interno e/ou exportação para a rede.

A figura seguinte representa, de forma simplificada, a estabilização anaeróbia de lamas de ETAR:

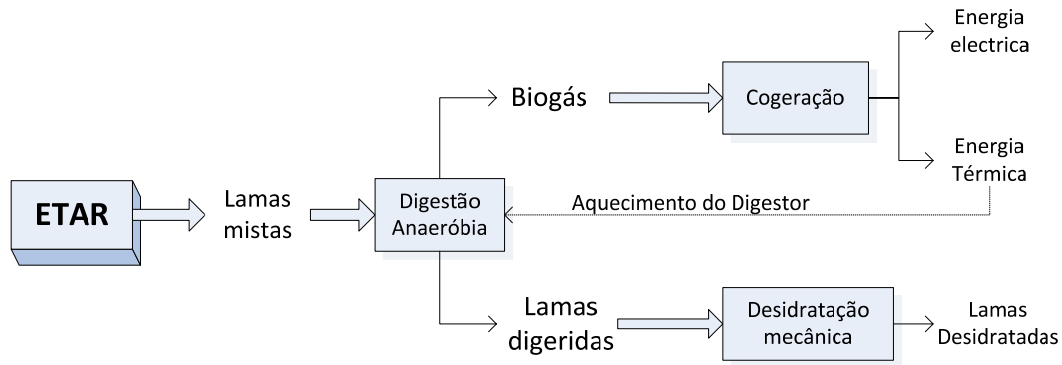


Figura 5 – Esquema do processo de digestão anaeróbia de lamas, com aproveitamento do biogás por cogeração.

As principais reacções bioquímicas que ocorrem no processo caracterizam os grupos de microrganismos predominantes, podendo o mesmo ser dividido em quatro etapas: hidrólise, acidogénese ou fermentação, acetogénese, e metanogénese, conforme descreve Bancessi citando Duarte, 2007 (Bancessi, 2009) (CEE, 2000).

A Figura seguinte apresenta, de forma simplista, o decorrer da digestão anaeróbia da matéria orgânica:

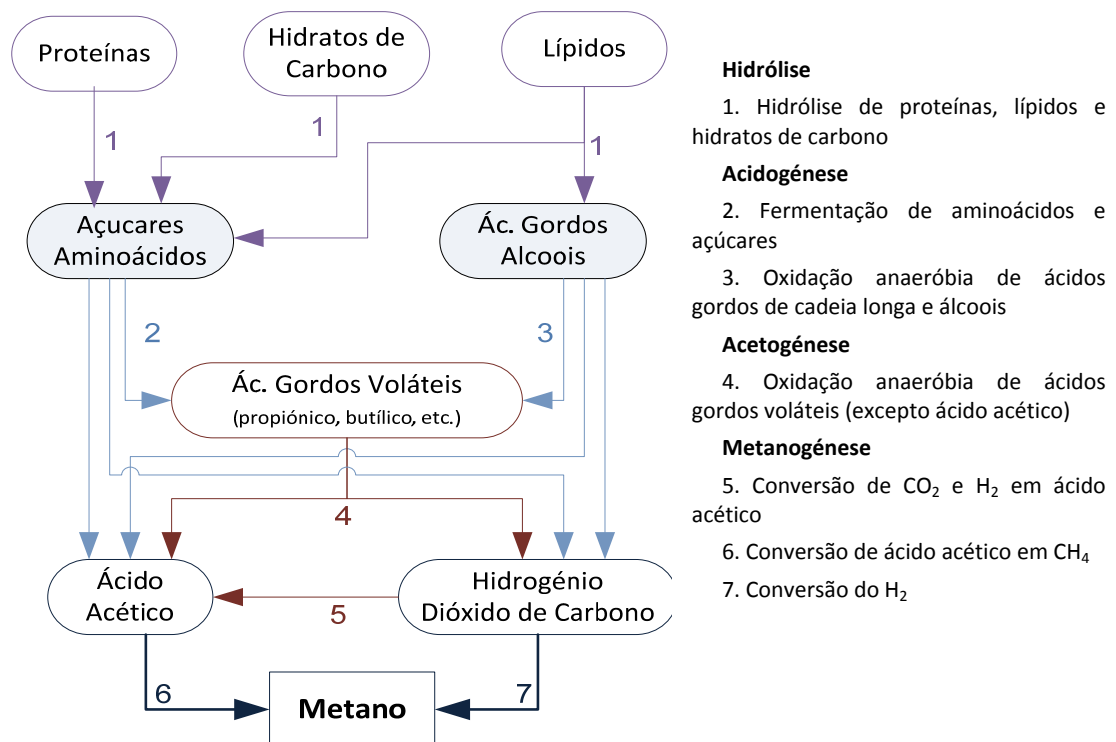
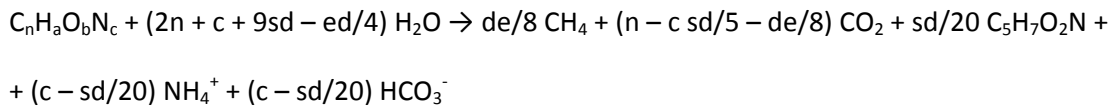


Figura 6 – Esquema simplificado da Digestão Anaeróbia de material orgânico solúvel.⁴

⁴ (CEE, 2000)

A natureza e a composição química do substrato utilizado na digestão anaeróbia determinam o tipo e quantidade de produtos que serão obtidos. No caso da composição química, é sabido que, a estequiometria da equação, segundo Cimochowicz-Rybicka (2001) citando McCarty, pode ser escrita da seguinte forma:



Onde:

$$d = 4n + a - 2b - 3c,$$

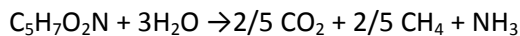
s = Fração de resíduo convertido em células,

e = fração de resíduo convertido em metano para energia (s + e = 1),

$C_nH_aO_bN_c$ = fórmula empírica de resíduo a ser digerido,

$C_5H_7O_2N$ = fórmula empírica de massa seca bacteriana (SV).

De forma simplificada, temos:



$C_5H_7O_2N$ representa a matéria volátil biodegradável.

Todo o processo bioquímico decorre com alteração de estrutura química dos compostos acompanhada por efeitos energéticos. Esses efeitos estão directamente relacionados com a alteração do potencial químico do substrato que poderá fazer baixar (reações endotérmicas) ou aumentar (reações exotérmicas) o potencial químico do sistema. (Cimochowicz-Rybicka, 2001)

A fase final da estabilização anaeróbia, a fase de metanogénese, corresponde à conversão do ácido acético e da mistura composta por hidrogénio e por dióxido de carbono em metano. Todos os grupos de bactérias envolvidos na conversão da matéria orgânica apresentam actividade catabólica e anabólica, o que determina que ocorra formação de biomassa paralelamente à libertação dos diferentes produtos da fermentação.

Vários autores referem que, geralmente, é a hidrólise a etapa limitante de todo o processo de estabilização anaeróbia. No entanto, Gerardi (2006) consideram ser a etapa de metanogénese o

passo que mais frequentemente condiciona o processo de digestão, ainda que, a baixas temperaturas ou na presença de matéria orgânica complexa possa ser a etapa de hidrólise. De facto, a velocidade global de todo o processo de transformação da matéria biodegradável é controlada pelo processo mais lento. Se o substrato a digerir for facilmente hidrolisado, a etapa condicionante será a metanogénese. Contudo, se a matéria for maioritariamente constituída por polímeros complexos, a etapa de hidrólise tornar-se-á mais lenta devido à dificuldade de acesso ao substrato, o que controlará a velocidade global do processo. (Gerardi, 2006)

4.2 Microbiologia e Bioquímica da Digestão Anaeróbia

Um reactor de digestão anaeróbia pode ser considerado como um ecossistema onde diversos grupos de microrganismos trabalham conjuntamente na conversão da matéria orgânica complexa em compostos mais simples, como o metano e o dióxido de carbono. Simultaneamente, asseguram a energia e nutrientes necessários ao seu próprio crescimento. (CEE, 2000)

A degradação anaeróbia da matéria orgânica é desenvolvida pela actividade combinada e coordenada de vários grupos de bactérias, onde se destacam três: fermentativas, acetogénicas e metanogénicas. As bactérias sulfato-reductoras têm, igualmente, um papel importante no processo, pois competem com as metanogénicas pelo hidrogénio e pelo acetato (CEE, 2000).

4.2.1 Bactérias fermentativas – hidrólise e acidogénese

Este grupo de bactérias é responsável pelas duas primeiras fases da estabilização, fases de hidrólise e de acidogénese, podendo, também, ser designadas por hidrolíticas ou acidogénicas, constituindo cerca de 90% a população bacteriana presente num digestor anaeróbio.

A hidrólise de moléculas complexas como proteínas, lípidos e hidratos de carbono, existentes no substrato, em compostos mais simples (monómeros solúveis) como açúcares, aminoácidos, ácidos gordos, glicol, etc, é realizada através da libertação de enzimas extracelulares (celulases, proteases e lipases). Por outras palavras, moléculas com elevado peso molecular são convertidas em compostos dissolvidos com menor peso molecular (Bitton, 2005).

Estes compostos podem depois penetrar nas células, onde ocorre a fermentação e oxidação, numa fase que se designa por acidogénese e que resulta na formação de ácidos gordos voláteis (AGV) – propiónico, butírico, valérico, etc., e de acetato, dióxido de carbono, amónia e hidrogénio.

O hidrogénio é muito importante no processo de produção de metano, sendo rapidamente consumido na redução do CO₂ a CH₄, porém a sua presença em concentrações elevadas é inibidor da actividade das baterias acetogénicas. (Bitton, 2005)

Os produtos da Fermentação dependem do tipo de bactérias envolvidas, do substrato e das condições operacionais existentes (pH, temperatura, potencial redox, etc.)

A diversidade e o número de espécies bacterianas envolvidas no processo constituem cerca de 90% da população bacteriana dos digestores anaeróbios, com reduzidos tempos de duplicação e dependem da composição do substrato (Santos, 2010). Metcalf & Eddy (2003) refere que as bactérias fermentativas podem ser anaeróbias obrigatórias ou anaeróbias facultativas. Estas últimas permitem manter o potencial redox do meio em níveis reduzidos, consumindo o oxigénio que, eventualmente, possa afluir ao digestor.

Na tabela seguinte constam as bactérias mais comuns no processo de fermentação:

Tabela 1 - Bactérias fermentativas significantes⁵.

<i>Aeromonas</i>	<i>Klebsiella</i>
<i>Cacteroides</i>	<i>Lactobacillus</i>
<i>Bifidobacteria</i>	<i>Pasteurella</i>
<i>Citrobacter</i>	<i>Propionobacterium</i>
<i>Clostridium</i>	<i>Proteus</i>
<i>Enterobacter</i>	<i>Providencia</i>
<i>Erwinia</i>	<i>Salmonella</i>
<i>Escherichia</i>	<i>Serratia</i>

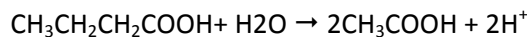
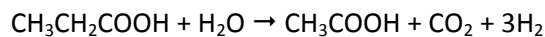
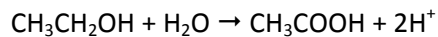
4.2.2 Bactérias acetogénicas e acetogénese

As bactérias acetogénicas são responsáveis pela fase de acetogénese do processo de estabilização anaeróbia, ou seja, pela decomposição dos produtos da acidogénese (oxidam os ácidos gordos voláteis e o álcool) em ácido acético (CH₃COOH) ou acetato, hidrogénio (H₂) e dióxido de carbono. Os diversos intervenientes nestas reacções comportam-se como dadores ou receptores de electrões, sendo os AGV dadores aquando da produção de CO₂ e receptores na transformação de H⁺ a H₂. Diversos deste produto podem ser utilizados directamente pelas bactérias metanogénicas (Santos, 2010).

⁵ (Bitton, 2005)

Existem dois tipos de bactérias intervenientes na acetogénese:

- Bactérias acetogénicas produtoras obrigatórias de hidrogénio que promovem a oxidação anaeróbia dos AGV a acetato.



- As reacções envolvidas não são termodinamicamente favoráveis e só ocorrem quando a concentração de acetato, mais especificamente a pressão parcial de H_2 é mantida a níveis reduzidos. Estas bactérias podem utilizar vários tipos de substratos, nomeadamente etanol, ácido propiónico ou ácido butírico, sendo a oxidação do ácido propiónico a reacção que se revela mais desfavorável. A acumulação de hidrogénio no digestor, resultante de um desequilíbrio entre as fases de acidogénese e de metanogénese, pode conduzir à inibição da oxidação dos ácidos gordos voláteis, sendo o ácido propiónico o primeiro a ser afectado (CEE, 2000);
- Bactérias acetogénicas utilizadoras de hidrogénio encontram-se presentes em pequeno número na flora microbiana dos reactores de estabilização anaeróbia, produzindo acetato (e também propionato e butirato) a partir de hidrogénio e de dióxido de carbono, e contribuindo para a manutenção de uma baixa pressão parcial de hidrogénio no sistema (CEE, 2000).



A conversão de ácidos gordos voláteis (nomeadamente propionato) a acetato e hidrogenio só é termodinamicamente possível para pressões parciais de H_2 menores que 10^{-4} atm. Para pressões parciais superiores a esta, a produção de metano na fase seguinte é inibida ((Metcalf & Eddy, 2003) citando McCarty and Smith, 1986).

4.2.3 Bactérias metanogénicas e metanogénese

As bactérias metanogénicas levam a cabo a fase final do processo de estabilização anaeróbia e são estritamente anaeróbias. Pertencem ao grupo das Archaea que utilizam um número limitado de substratos, principalmente o acetato (CH_3COOH), dióxido de carbono e hidrogénio para a produção de metano ou metanogénese. Estes substratos são os produtos da degradação dos complexos compostos, por parte das bactérias fermentativas.

A maioria das bactérias metanogénicas é encontrada em dois intervalos de temperatura:

intervalo mesófilo 30 a 35 °C, e intervalo termófilo 50 a 60°C. Temperaturas fora dos referidos intervalos poderão inibir a metanogénese. Flutuações na temperatura entre o intervalo mesófilo e termófilo não alteram directamente as bactérias metanogénicas, no entanto poderão alterar o tipo de bactérias fermentativas dominantes provocando uma alteração ao substrato utilizado nesta fase, inibindo assim a metanogénese. (Gerardi, 2006)

Bactérias metanogénicas são encontradas com pH entre 6,8 e 7,2. Fora deste intervalo, as bactérias tornam-se menos activas, enquanto as fermentativas continuam a produzir ácidos gordos. Estes ácidos afectam a alcalinidade e fazem baixar o pH, resultando na inibição da metanogénese. Com a diminuição do pH, aumenta a concentração de ácido sulfídrico (H₂S) e cianeto de hidrogénio (HCN), sendo estes dois compostos inorgânicos altamente tóxicos para as bactérias metanogénicas. Com o aumento do pH, aumenta a concentração de amónia (NH₃), igualmente tóxica para as bactérias. Assim, a digestão anaeróbia deverá decorrer a pH neutro e a alcalinidade residual. A alcalinidade serve como tampão que previne a rápida variação de pH. O rácio entre AGV e a alcalinidade deverá estar compreendido entre 0,1 e 0,2.

Devido ao facto destas bactérias se reproduzirem lentamente (uma geração pode ter 30 dias) requerem pequenas quantidades da maioria dos nutrientes. No entanto, existe alguns nutrientes que são requeridos 5 vezes mais do que a maioria de outras bactérias. Os nutrientes são cobalto, ferro, níquel e enxofre. (Gerardi, 2006)

A metanogénese ocorre, maioritariamente, por duas reacções bioquímicas que são mediadas por dois grupos de bactérias metanogénicas:

- Metanogénicas Acetoclásticas que produzem metano “separando” o acetato (acetato → CH₄ + CO₂). São responsáveis por 70% da produção de metano no digestor e igualmente importantes no controlo do pH, dado que ao removerem o ácido acético com produção de CO₂, este dissolve-se no meio, formando uma solução tampão de bicarbonatos. (CEE, 2000)
- Metanogénicas Hidrogenotróficas combinam hidrogénio (dador de electrões) com dióxido de carbono (receptor de electrões) e estão em maioria no digestor anaeróbio, mas responsáveis apenas por 30% do metano produzido. Apesar das condições termodinâmicas favoráveis da reacção, como a quantidade de hidrogénio disponível é baixa, o produto da reacção é igualmente baixo (CO₂ + H₂ → CH₄ + 2 H₂O). (Gerardi, 2006)

Uma classificação genérica de espécies metanogénicas encontra-se na tabela 2. As

metanogénicas foram agrupadas em quatro ordens: Methanobacteriales, Methanomicrobiales, Methanococcales e Methanosarcinales. Foram já descritas cerca de 49 espécies de metanogénicas (Bitton, 2005, citando Vogels e tal., 1988) e outras estão a ser descobertas (Bitton, 2005, citando Koster, 1988).

Tabela 2 – Classificação de Metanogénicas⁶.

Ordem	Família	Género	Espécie
Methanobacteriales	Methanobacteriaceae	Methanobacterium	<i>M. formicicum</i>
			<i>M. bryanti</i>
			<i>M. thermoautotrophicum</i>
		Methanobrevibacter	<i>M. ruminantium</i>
			<i>M. arboriphilus</i>
			<i>M. smithii</i>
Methanococcales	Methanococcaceae	Methanococcus	<i>M. voltae</i>
		Methanomicrobium	<i>M. mobile</i>
Methanomicrobiales	Methanomicrobiaceae	Methanogenium	<i>M. cariaci</i>
			<i>M. marisnigri</i>
		Methanospirillum	<i>M. humgatei</i>
			<i>M. barkeri</i>
	Methanosarcinaceae	Methanosarcina	<i>M. mazei</i>

Um dos aspectos fundamentais para compreender o metabolismo anaeróbio é a sua termodinâmica. Na Tabela 3 apresentam-se algumas das reacções de oxidação-redução, bem como a respectiva energia livre de Gibbs (ΔG^0), integrantes do processo de digestão (Santos, 2010). Se $\Delta G^0 < 0$, a reacção é espontânea no sentido directo, se $\Delta G^0 > 0$ a reacção é espontânea no sentido inverso (Chang, 2005)., sendo que, em termos operacionais, dado a pressão parcial do H_2 , o ΔG^0 pode vir a ser positivo.

⁶ (Bitton, 2005)

Tabela 3 – Energia livre de Gibbs para as reacções integrantes da digestão anaeróbia⁷

Oxidação	Reacção	ΔG^0
1 Propionato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2$	76,1
2 Butirato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	48,1
3 Etanol → Acetato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	9,6
4 Lactato → Acetato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	-4,2
5 Lactato → Propionato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- \rightarrow 2\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^-$	-165
6 Lactato → Butirato	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-56
7 Acetato → Metano	$\text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HCO}_3^- + \text{CH}_4$	-31
8 Glucose → Acetato	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-206
9 Glucose → Etanol	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + 2\text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2$	-226
10 Glucose → Lactato	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \rightarrow \text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2$	-198
11 Glucose → Propionato	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} + 2\text{H}^+$	-358
Redução		
12 HCO_3^- → Acetato	$2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{CH}_3\text{COO}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	104,6
13 HCO_3^- → Metano	$2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135
14 Sulfato → Sulfureto	$\text{SO}_4^{2-} + 4\text{H}_2 + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-151,9
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{S}$	-59,9
15 Nitrato → Amónia	$\text{NO}_3^- + 4\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{NH}_4^+ + 3\text{H}_2\text{O}$	-599,6
	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NO}_3^- + \text{H}^+ + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+$	-511,4
16 Nitrato → Azoto livre	$2\text{NO}_3^- + 5\text{H}_2 + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{N}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	-1121

4.2.4 Bactérias sulfato-redutoras

As bactérias sulfato-redutoras são microrganismos anaeróbios, cuja presença nos digestores anaeróbios pode assumir uma importância relevante. O SO_4^{2-} é utilizado por estas bactérias para degradar o substrato orgânico. Como as bactérias sulfato-redutoras e as metanogénicas consomem substratos semelhantes, a competição pelo mesmo substrato ocorre (hidrogénio e ácido acético). No entanto, as bactérias sulfato-redutoras são mais activas, o que as leva obterem vantagem sobre as metanogénicas, especialmente se estiverem disponíveis electrões, isto é, aumenta a concentração de sulfato. (Gerardi, 2006)

De facto, ambientes com elevadas concentrações de sulfatos poderão inibir a fase de metanogénese, por outro lado, a produção de ácido sulfídrico que, em concentrações elevadas, é tóxico para as metanogénicas. Contudo, em ambientes com reduzido teor de sulfatos e em que haja produção de gás sulfídrico em quantidade não tolerada pelas bactérias metanogénicas, as

⁷ (Santos, 2010)

bactérias sulfato-redutoras poderão desempenhar um papel relevante na conservação da baixa pressão parcial do hidrogénio, contribuindo, assim, para a estabilidade do processo. (CEE, 2000)

A presença de sulfato na digestão anaeróbia de lamas aumenta o potencial redox. Um potencial situado no intervalo de -100 mV a -300 mV de inibe a metanogénese, mas não a fermentação e a acidogénese (Gerardi, 2006).

4.3 Cinética do processo de digestão anaeróbia

O estudo cinético de um determinado fenómeno ou processo, significa estudar a sua evolução ao longo do tempo, através da quantificação de certas grandezas que definem adequadamente essa evolução. No caso da degradação de material orgânico, as grandezas medidas são: tempo, concentração de microrganismos presentes, concentração de substrato que limita o processo e a concentração do produto em que se possa estar interessado. A cinética bioquímica de um determinado processo consiste em estudar as velocidades de crescimento dos microrganismos acompanhadas da utilização de substrato e da formação de produtos.

O crescimento de uma população de microrganismos é um processo de transformações químicas, geralmente conhecidas como processo fermentativo e, como tal, pode e deve ter sua cinética estudada. O conhecimento dos estágios inicial e final de um processo fermentativo permite uma série de informações, conclusões e avaliações sobre o mesmo, como por exemplo, rendimento, produtividade ou velocidade média de transformação. Este conhecimento nada informa sobre o caminho que o processo percorreu entre os estágios inicial e final.

O tempo requerido para o crescimento de uma população de microrganismos depende da velocidade de crescimento, a qual está fortemente relacionada com a velocidade do metabolismo e utilização do substrato. Havendo um controle adequado das condições ambientais, pode-se assegurar uma estabilização efectiva do substrato degradado, desde que condições favoráveis sejam oferecidas ao crescimento dos microrganismos

O crescimento de microrganismos acompanhado por um conjunto de reacções bioquímicas nos seus processos metabólicos é responsável pela síntese da biomassa microbiana e de suas actividades. Segundo METCALF e EDDY (2003), o perfil do crescimento padrão de bactérias é

dividido em quatro fases: a fase de adaptação ou “lag”, fase de crescimento logarítmico, fase estacionária e fase endógena ou de decaimento bacteriano:

- Fase de adaptação ou “lag”: A partir de condições favoráveis, esta fase representa o tempo requerido pelo organismo para se adaptar ao seu novo meio e iniciar o seu processo de divisão. Nesta fase, a reprodução celular não ocorre imediatamente, ocorre apenas o aumento da massa celular e não do número de indivíduos.
- Fase de crescimento exponencial: Nesta fase ocorre à duplicação, tanto do número de indivíduos, quanto da massa celular, numa taxa determinada por seu tempo de geração e sua capacidade de assimilar o substrato.
- Fase estacionária: Fase em que o número de indivíduos permanece constante. Isto pelo fato do substrato, ao final da fase de crescimento exponencial, apresentar condições inadequadas ao crescimento microbiano, ou pelos seguintes fatos: de ter havido consumo total do substrato, ou do crescimento de novas células está equilibrado ao das células que morrem.
- Fase endógena ou de decaimento: Nesta fase, caso o substrato se mantenha inalterado, o número de microrganismos passa a diminuir em consequência da morte bacteriana. Em alguns casos, a fase de decaimento se torna inversamente proporcional à fase de crescimento logarítmico.

A fase de maior interesse e importância no perfil do crescimento microbiano é a fase do crescimento logarítmico, pelo fato da taxa de degradação da matéria orgânica em processos de tratamento biológico de resíduos orgânicos ser função do número de microrganismos presentes. A fase de menor interesse para este tipo de tratamento é a fase de adaptação ou “lag”, devido à taxa de crescimento ser nula. A seguinte ilustra graficamente as fases do perfil bacteriano no decorrer do tempo

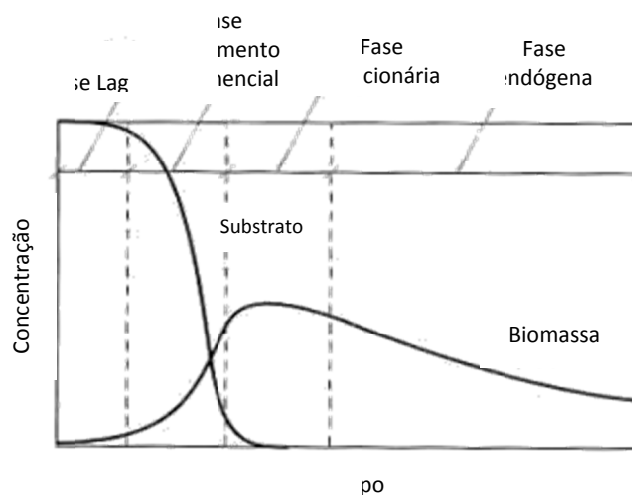


Figura 7 – Curva típica do perfil de crescimento bacteriano ao longo do tempo, em sistema fechado⁸.

Para o estudo da cinética em processos tão complexos como o que aqui se aborda, a uma temperatura fixa, analisa-se a velocidade de degradação do substrato em função do tempo. No decorrer do tempo a concentração do substrato tende a diminuir, devido ao aumento da massa de microrganismos e a conseqüentemente a carência de substrato. Baseado em tais fatos, a base dos modelos biológicos é estruturada fundamentalmente em três variáveis:

Concentração do substrato (S);

Concentração de microrganismos (X);

Tempo decorrido (t).

MONOD verificou que os dados experimentais, referentes à cinética do crescimento bacteriano, seguiam sempre o comportamento representado pela curva da figura 8. A curva mostra a relação da variação da velocidade específica de crescimento com a variação da concentração de substrato limitante (Metcalf & Eddy, 2003).

⁸ (Metcalf & Eddy, 2003)

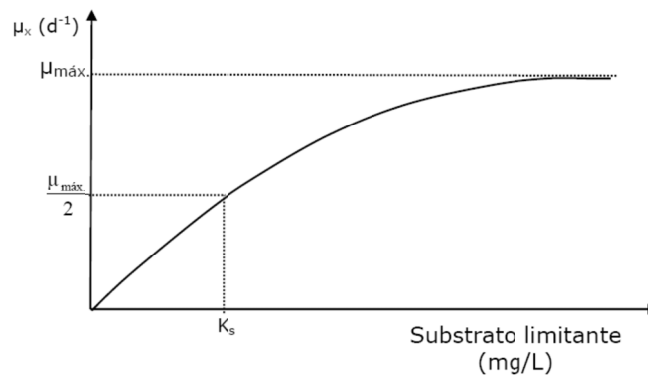


Figura 8 - Taxa de crescimento específico em função do substrato limitante⁹.

4.4 Subprodutos da biodigestão

Do processo de digestão anaeróbia resulta a formação dos seguintes subprodutos:

- Lama digerida (fase sólida),
- Sobrenadante (fase líquida)
- Biogás (fase gasosa).

A extracção das lamas estabilizadas do digestor deve ser realizada de modo a que seja assegurado um volume de substrato e de microrganismos suficiente à continuação do processo de estabilização, dentro do digestor. Santos (2010) refere que deverão permanecer no reactor, aproximadamente, 20 kg de sólidos voláteis em digestão por cada 1 kg de sólidos voláteis de lama fresca.

As lamas estabilizadas poderão ser reencaminhadas para valorização agrícola, como fertilizante orgânico, desde que cumpram os critérios de qualidade ambiental, nomeadamente os constantes no Decreto-Lei nº266/09, de 2 de Outubro. Caso das lamas não cumpram os requisitos para serem encaminhadas para valorização agrícola, terão que ser depositadas em aterro. Neste caso, será aplicado o Decreto-Lei nº 183/2009, de 10 de Agosto, que regula a instalação, exploração, encerramento e manutenção de aterros destinados a resíduos, de forma a mitigar os efeitos nocivos ao ambiente.

A formação de sobrenadante no processo ocorre devido à estratificação dos resíduos em estabilização, como consequência da sedimentação dos sólidos. Esta separação da fase aquosa

⁹ (Metcalf & Eddy, 2003)

ocorre nos digestores sem sistema de agitação, ou seja, nos digestores de baixa carga e nos reactores secundários dos digestores de dois estágios. O sobrenadante pode apresentar concentrações significativas de azoto amoniacal e de fósforo, cujo retrocesso à linha de tratamento da fase líquida deverá ser tido em consideração no dimensionamento da instalação.

Relativamente ao biogás, dada a sua importância no presente estudo, será abordado no capítulo 5.

4.5 Pré-tratamento de lamas a digerir

A digestão anaeróbia de biossólidos já provou ser um processo de tratamento eficaz relativamente à destruição de organismos patogénicos e à redução do volume de lamas provenientes do tratamento de águas residuais, bem como na sua estabilização e na produção de energia. No entanto, o processo é muitas vezes limitado por longos períodos de retenção (20-30 dias) e à consequente depreciação da degradação da matéria orgânica por parte dos mecanismos. Esses factores limitante estão, geralmente associados à fase de hidrólise (Appels, 2008).

Porém, a aceleração do processo de estabilização poderá ser possível com a integração de uma etapa de pré-tratamento a montante da estabilização anaeróbia. Os pré-tratamentos que têm sido estudados incluem operações térmicas, mecânicas, químicas e biológicas que provocam a desintegração celular, libertando o material celular e transformando o material orgânico refractário em material biodegradável, que, dissolvendo-se na fase líquida, fica disponível para os microrganismos (Appels, 2008).

Dado que o processo é acelerado, o tempo de estabilização é reduzido e, consequentemente, as dimensões dos digestores.

4.5.1 Pré-tratamento térmico

O tratamento térmico de lamas proveniente de tratamentos biológico com lamas activadas já provou ser eficaz desde na época de 70. A lama é sujeita a temperatura no intervalo de 150 – 200 °C que provocará a quebra de ligações na parede celular dos microrganismos, solubilizando os componentes celulares (Appels, 2008).

Contudo, as condições óptimas e a magnitude das melhorias no processo, variam

significativamente. Gavala et al, segundo Apples (2008), concluiu que a temperatura e a duração de um bom pré-tratamento dependem da natureza da lama. Quanto maior a dificuldade de hidrolisar biologicamente as lamas, maior deverá ser a intensidade do pré-tratamento.

De um modo geral, os pré-tratamentos térmicos induzem o aumento da produção de metano em processos de estabilização anaeróbia em regime mesofílico e, em menor escala, em regime termofílico, pois este já é mais eficiente em termos de redução de SSV e de produção de metano do que o regime mesofílico (Appels, 2008).

4.5.2 Pré-tratamento mecânico

Os pré-tratamentos mecânicos podem incluir diversas metodologias que visam a desintegração física das células dos microrganismos, nomeadamente (Appels, 2008):

- Tratamento de corte;
- Jacto mecânico;
- Moinho de corte, moinho de bolas, moinho de coloidização;
- Homogeneização a pressão elevada.

Um dos processos mais utilizado consiste na homogeneização das lamas a pressões elevadas, da ordem de 60 MPa. A suspensão comprimida é posteriormente despressurizada através de uma válvula e projectada a uma velocidade elevada contra um anel de impacto. As células são, assim, sujeitas a condições de turbulência e cavitação que conduzem à sua desintegração. Appels et al. (2008) referem que os pré-tratamentos mecânicos não apresentam os mesmos níveis de eficiência quando comparados com outros métodos.

4.5.3 Pré-tratamento químico

Diversos pré-tratamentos químicos foram desenvolvidos tendo como base diferentes princípios operacionais, sendo os mais comuns:

- Hidrólise ácida e alcalina,
- Oxidação avançada,

Os métodos de hidrólise química baseiam-se no doseamento de um ácido ou de uma base com vista à solubilização da lama, sendo os reagentes mais utilizados o hidróxido de sódio (NaOH), cal viva (CaO), cal hidratada (Ca(OH)₂), hidróxido de potássio (KOH) e ácido sulfúrico (H₂SO₄) (Appels, 2008).

Com a adição do reagente químico, poderá ser evitado o fornecimento de calor ao processo. Este tratamento, usualmente, é conduzido à temperatura ambiente ou a temperaturas moderadas. No entanto, em virtude dos valores de pH exigidos pelo método e a consequente necessidade de posterior neutralização das lamas, a utilização desta metodologia como pré-tratamento da estabilização anaeróbia é limitada (Appels, 2008).

Os pré-tratamentos de oxidação avançada mais frequentes são a ozonização e a peroxidação, que recorrem à aplicação de ozono (O_3) e de peróxido de hidrogénio (H_2O_2) às lamas a estabilizar. Estes métodos baseiam-se na actividade de radicais hidroxilo ($OH\bullet$), que são oxidantes fortes, não produzindo subprodutos perigosos (Appels, 2008).

4.5.4 Pré-tratamento com ultra-sons

A aplicação de ultra-sons é o método mais eficiente para a desintegração celular. O princípio do tratamento com ultra-sons baseia-se no processo de indução de cavitação, em que a compressão e expansão de um fluido, sob o efeito de ondas de ultra-sons, gera o crescimento de bolhas e a sua posterior implosão, originando condições extremas de temperatura e de pressão (temperaturas da ordem de milhares de °C e pressões até 500 bar) (Appels, 2008). Essas condições são propícias à aceleração de reacções químicas de destruição da estrutura de pequenas partículas e de moléculas, à formação de radicais ($H\bullet$ e $OH\bullet$) altamente reactivos que podem facilitar as reacções químicas de destruição de contaminantes orgânicos e à criação de forças de corte que atacam mecanicamente os componentes do líquido, destruindo as substâncias poliméricas extracelulares e as paredes celulares dos microrganismos presentes nas lamas (Appels, 2008).

A aplicação de ultra-sons tem sido testada em diversas instalações de tratamento de águas residuais, com capacidades entre 50 000 e 750 000 e.p.. Os resultados obtidos apontam para um aumento de 40 a 55% da destruição de matéria volátil e de até 50% da produção de biogás. Relativamente à desidratação de lamas, verificou-se o aumento de rendimento na ordem dos 5%, associado a uma diminuição de 33% no consumo de polímero (Appels, 2008).

4.5.5 Pré-tratamento bacteriano e enzimático

O pré-tratamento biológico baseia-se na adição de bactérias ou de enzimas específicas às lamas a estabilizar por via anaeróbia. Apesar das escassas referências bibliográficas acerca deste tipo de

pré-tratamento, sabe-se que o processo de catalisação enzimática tem por objectivo aumentar a lise celular induzida pelas enzimas que pode ser conduzido à temperatura ambiente (Appels, 2008).

4.6 Tipos de digestores anaeróbios

O processo de estabilização anaeróbia realiza-se em reactores, designados por digestores, onde os microrganismos (biomassa) entram em contacto com a matéria orgânica a estabilizar (substrato) em condições de ausência de oxigénio molecular.

Apesar de ser um processo utilizado há mais de um século, a tecnologia de estabilização anaeróbia encontra-se em constante evolução, adaptando novos sistemas de tratamento às actuais exigências ambientais e de mercado.

De um modo geral, os digestores podem ser classificados de descontínuos (batch) ou de contínuos, quanto ao modo de alimentação ao reactor e de extracção dos resíduos digeridos. Nos digestores descontínuos, a alimentação é efectuada em momentos alternados com a descarga do resíduo digerido. Este sistema foi muito utilizado na década de 40, mas tem vindo a cair em desuso, sendo presentemente utilizado em instalações de digestão simplificadas, com uma ou mais cubas de digestão. Os digestores contínuos são caracterizados por manterem uma quantidade constante de resíduo em digestão, uma vez que por cada quantidade de resíduo introduzida, é retirada igual quantidade de resíduo digerido (CEE, 2000).

Os reactores anaeróbios contínuos podem ser divididos em três grandes grupos (Metcalf & Eddy, 2003):

- de biomassa suspensa
 - Reactor de mistura completa (CSTR - continuously stirred tank reactor);
 - Reactor de leito de lamas de fluxo ascendente (UASB – upflow anaerobic sludge blanket);
 - Reactor de contacto;
 - Reactor de fluxo pistão (plug-flow);
- de biomassa fixa
 - Filtro anaeróbio de fluxo ascendente ou descendente;

Reactor de leito fluidizado ou expandido;

- híbridos

Filtro híbrido.

Nos reactores de biomassa suspensa, os microrganismos encontram-se suspensos no material em digestão, formando grânulos. A sua permanência no reactor depende da capacidade de sedimentação desses agregados de microrganismos. Nos reactores de biomassa fixa, a retenção dos microrganismos é promovida com recurso a meios de suporte inertes onde se fixam, formando uma fina película (biofilme) conservada no interior do reactor. De um modo geral, os digestores de biomassa suspensa são mais adequados ao tratamento de lamas ou de águas residuais com elevadas concentrações de matéria orgânica biodegradável em suspensão. Os reactores de biomassa fixa são mais apropriados a águas residuais cuja matéria orgânica se encontra dissolvida, de forma a evitar a sua colmatação. Os sistemas híbridos, por seu lado, podem ser utilizados no tratamento de águas residuais com teores de sólidos em suspensão numa faixa relativamente ampla, se bem que a sua eficiência seja mais elevada para cargas orgânicas solúveis (Cantinho, Material de estudo da cadeira de Sistemas de Tratamento e Gestão de Resíduos, 2003)

Do conjunto de digestores referido, destacam-se os reactores de biomassa suspensa, e os reactores de mistura completa, por serem os mais aplicados na estabilização de lamas em ETAR. As suas principais características são as seguintes (CEE, 2000):

- Reactor de mistura completa (CSTR) – as lamas a digerir são misturadas com o conteúdo do digestor, sendo o contacto entre os microrganismos e o substrato proporcionado por uma agitação eficiente do material em digestão. Uma vez que este tipo de reactor não prevê qualquer mecanismo de retenção da biomassa, é necessário garantir que o tempo de retenção hidráulico é superior à velocidade de crescimento das populações microbianas;
- Reactor de leito de lamas de fluxo ascendente (UASB) - a retenção da biomassa no digestor é obtida utilizando a tendência natural que os microrganismos revelam para formar densos agregados (entre 1 e 5 mm de diâmetro) passíveis de sedimentar no interior do reactor, sem necessitarem de uma partícula inerte de suporte inicial. Os grânulos de biomassa de maior dimensão e velocidade de sedimentação formam um manto de lamas na zona inferior do digestor, enquanto os flocos mais leves e com menor concentração de biomassa se situam na zona superior. O gás produzido e alguma biomassa flutuante são separados da fase líquida por intermédio do separador

gás-sólido-líquido instalado no topo do digestor (Appels, 2008);

- Reactor de contacto – a principal característica do processo de contacto consiste no controlo da perda de biomassa através da sua separação da fase líquida e recirculação ao digestor. Desta forma, é possível manter uma concentração de biomassa elevada no reactor. Contudo, é expectável que durante o processo de separação da biomassa (por sedimentação, flotação ou centrifugação) e posterior recirculação ocorra uma redução da actividade metanogénica da biomassa;
- Reactor de fluxo pistão (plug-flow) – o substrato, ao ser introduzido numa das extremidades do reactor, induz a deslocação de toda a massa no interior do digestor e a consequente saída de lama digerida em quantidade igual à da lama introduzida. A existência de zonas segmentadas no interior do reactor contribui para que o tempo de retenção da biomassa seja superior ao tempo de retenção hidráulico do resíduo. Estes reactores podem ser desprovidos de equipamentos electromecânicos ou podem ser agitados através de um agitador de eixo horizontal. Geralmente, são utilizados na digestão de resíduos pecuários semi-sólidos, apresentando um rendimento idêntico aos CSTR.

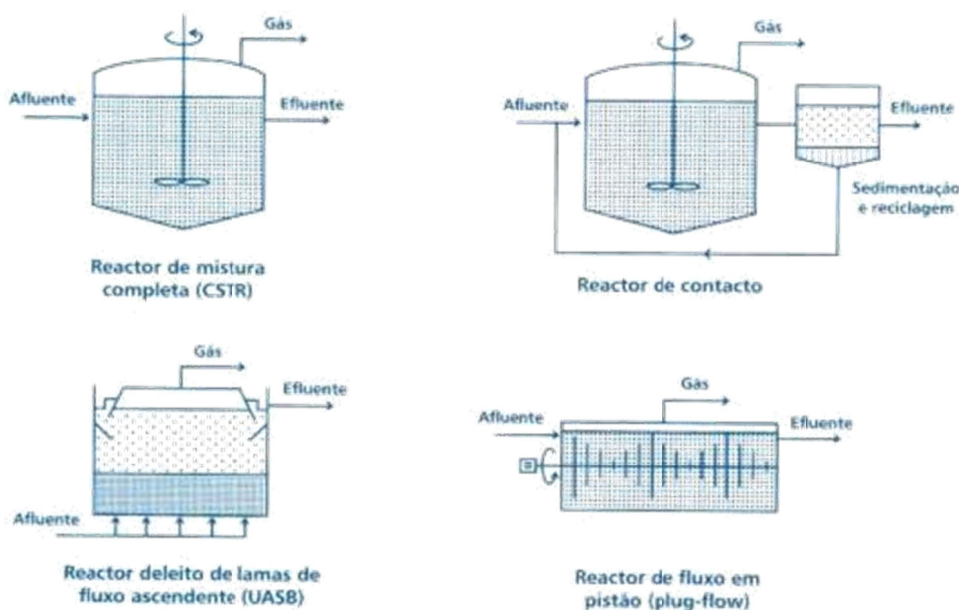


Figura 9 – Reactores anaeróbios de biomassa suspensa¹⁰.

Appels et al. (2008) classifica os digestores anaeróbios em digestores de baixa carga e de alta carga.

¹⁰ (CEE, 2000)

Os digestores de baixa carga, são os de concepção mais simplificada, sendo necessário um período de digestão de 30 a 60 dias (Appels, 2008). As lamas em digestão não são aquecidas nem agitadas. Apesar do biogás produzido induzir alguma mistura, verifica-se a estratificação dos resíduos digeridos nas seguintes quatro zonas de diferentes densidades: camada superficial de escumas, sobrenadante que retorna à linha de tratamento da fase líquida da instalação de tratamento, lamas em digestão e lamas digeridas (ver figura 10).

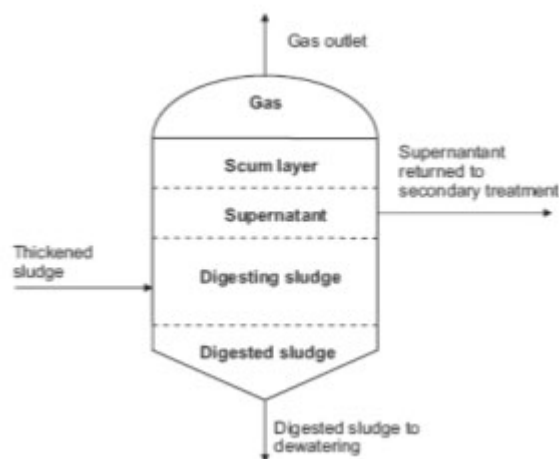


Figura 10– Diagrama de um digestor de baixa carga¹¹.

Presentemente, este tipo de reactor é aplicável em pequenas estações de tratamento de águas residuais (Appels, 2008).

Os digestores de alta carga incorporam mecanismos suplementares de aquecimento e mistura, além de ser operado com taxas de alimentação uniformes e com espessamento prévio da lama, de forma a garantir condições mais uniformes em todo o digestor. Como resultado, o volume do tanque pode ser reduzido e a estabilidade do processo é melhorada, o que se repercute no aumento da eficiência de recursos.

Na Figura 11 apresenta-se um diagrama simplificado de um digestor de alta carga.

¹¹ (Appels, 2008)

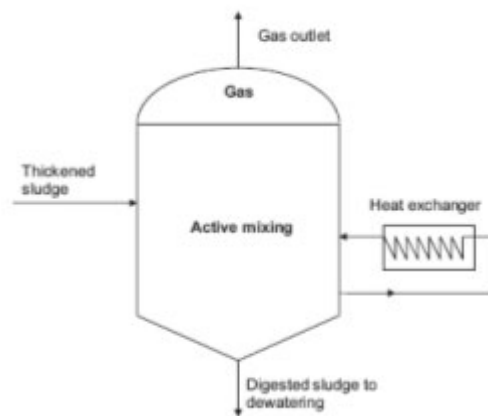


Figura 11– Diagrama de um digestor de alta carga ¹².

Nos reactores de mistura completa, o tempo de retenção hidráulico (TRH) é idêntico ao tempo de retenção de sólidos (TRS). A mistura da lama em digestão pode ser assegurada pela recirculação do gás libertado no processo de digestão, pelo seu bombeamento ou por agitadores mecânicos. O aquecimento das lamas em digestão é efectuado por intermédio de permutadores de calor. A alimentação constante do reactor é um aspecto que se reveste de particular importância, especialmente para as bactérias metanogénicas, de modo a manter a estabilidade do processo e a evitar choques de carga (Appels, 2008).

Appels citando Taricska et al. (2009) referem que os processos de digestão de alta carga são normalmente concebidos em dois estágios ou fases, materializados acoplando um digestor de alta carga a um segundo reactor, usualmente designado por digestor secundário, onde ocorre a separação sólido-líquido, permitindo, a acumulação e posterior extracção de lamas digeridas e a saída do sobrenadante. Ao contrário do primeiro, o segundo reactor não é aquecido nem agitado.

Por vezes, os dois tanques são dimensionados de forma idêntica, de tal modo que qualquer um dos dois pode ser utilizado como digestor primário. Alternativamente, o digestor secundário pode ser um tanque aberto, um tanque sem aquecimento ou até mesmo uma lagoa (Metcalf & Eddy, 2003). Na Figura 12 apresenta-se um diagrama esquemático de um processo de estabilização anaeróbia em dois estágios.

¹² (Appels, 2008)

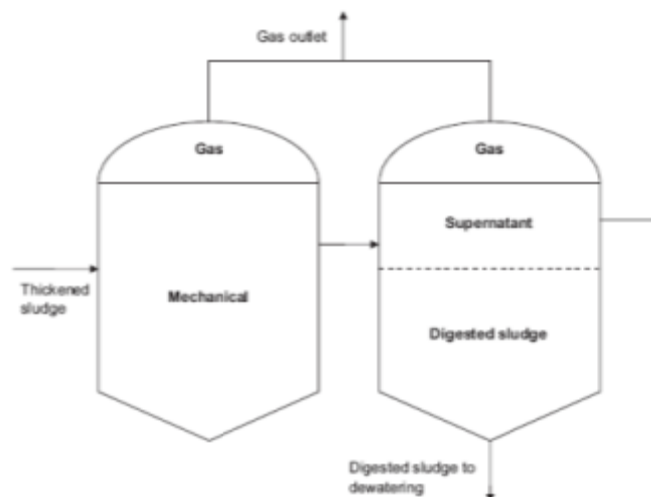


Figura 12 – Diagrama de um digestor de duas fases¹³.

Appels et al. (2008) reconhecem que os digestores de duas fases foram muito populares no passado, mas raramente são aplicados em novas instalações.

Os digestores podem apresentar diferentes formas, sendo os formatos cilíndrico (a), convencional alemão (b) e oval (c) os mais comuns (Metcalf & Eddy, 2003). A Figura 13 ilustra os três formatos referidos

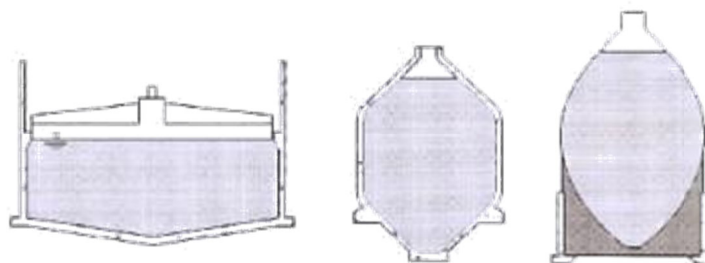


Figura 13 - Formatos mais comuns de digestores anaeróbios¹⁴.

A adoção do formato cilíndrico apresenta as seguintes vantagens: a) permite armazenar um significativo volume de biogás, b) pode ser equipado com cobertura para armazenamento de biogás, c) facilmente enquadrável na paisagem envolvente, d) permite a aplicação de técnicas construtivas convencionais, o que se traduz em custos de construção competitivos. No entanto, o formato cilíndrico dificulta uma mistura eficiente, resultando na sedimentação e acumulação de areias e lamas. Por outro lado, maiores áreas superficiais são propícias à acumulação de espumas e à formação de espumas, que deverão ser removidas periodicamente (Metcalf & Eddy, 2003).

¹³ (Appels, 2008)

¹⁴ (Metcalf & Eddy, 2003)

Os digestores com formato oval, apresentam menor área superficial e são mais eficientes na mistura, não favorecendo a formação de sobrenadantes nem a acumulação de areias, além de permitem a formação de uma biomassa mais homogénea. Contudo, permitem o armazenamento de um volume reduzido de gás, sendo essencial a instalação de um gasómetro exterior ao digestor. A sua forma exige cuidados adicionais com o projecto das fundações e com o dimensionamento anti-sísmico, estando a sua construção limitada a empresas especializadas. Os custos de construção destes digestores são claramente superiores aos dos digestores convencionais (Metcalf & Eddy, 2003).

4.7 Influencia dos factores ambientais na digestão anaeróbia de lamas

A comunidade microbiológica que intervém no processo de estabilização anaeróbia é sensível a vários parâmetros do processo, nomeadamente a temperatura, pH, alcalinidade, composição química da água residual, competição entre bactérias metanogénicas e sulfato-redutoras, a presença de tóxicos (Bitton, 2005), podendo estes actuar como inibidores de um ou de mais grupo de bactérias envolvidas no processo de digestão anaeróbia.

Cada grupo de bactérias tem as suas condições óptimas de funcionamento, quer no que respeita a condições ambientais, quer em termos de exigências nutricionais, o que determina a complexidade do processo. Acresce que a composição da matéria orgânica a digerir é, igualmente, variável, podendo dificultar a adaptação dos grupos de bactérias intervenientes na digestão, conduzindo a baixas eficiências do processo.

A estabilidade das condições ambientais pode determinar ou condicionar o sucesso das reacções microbianas e a eficiência do processo de estabilização anaeróbia, pelo que importa conhecer a forma como os diversos factores ambientais podem afectar o processo de estabilização anaeróbia.

4.7.1 pH

Cada grupo de microrganismos apresenta uma gama óptima de pH para o seu desenvolvimento. As bactérias metanogénicas são extremamente sensíveis ao pH do meio, podendo a função metanogénica desenvolver-se no intervalo 6,7 a 7,4. No entanto, o seu pH óptimo encontra-se na faixa compreendida entre 7,0 e 7,2 (Bitton, 2005). As bactérias

fermentativas são menos sensíveis a este parâmetro, podendo desempenhar a sua função numa gama de pH mais alargada, entre 4,0 e 8,5. CCE (2000) indica que os valores óptimos para a população acidogénica situam-se entre 5,5 e 6,0.

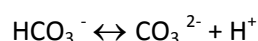
Na acidogénese são produzidos ácidos orgânicos que tendem a baixar o pH no reactor. Em condições normais, este pH seria tamponado pelo bicarbonato resultante da metanogénese. Em condições adversas, a capacidade de tamponamento pode ser perturbada e, eventualmente, inibir totalmente a produção de metano. A acidez prejudica mais a metanogénese do que a acidogénese, sendo certo que o aumento da concentração de AGV é um indicador de perturbação do sistema.

Dadas as diferentes exigências dos microrganismos em termos de pH, pode ser opção a divisão do processo em duas etapas: num primeiro digestor decorrem as duas primeiras fases do processo – a hidrólise e a acidogénese – procedendo-se à correcção do pH da alimentação para os valores mais favoráveis às bactérias fermentativas; num segundo digestor, decorrem as duas últimas fases do processo – a acetogénese e a metanogénese – onde se corrige o pH para valores mais próximos da neutralidade, mais favoráveis às bactérias metanogénicas. Nas situações em que se dispõe de um único reactor, opta-se, geralmente, por manter os valores de pH próximos de 7, evitando a inibição da metanogénese (CEE, 2000).

4.7.2 Alcalinidade

A alcalinidade define-se como sendo a medida da capacidade de neutralizar ácidos, ou seja, é uma medida da capacidade tampão das lamas em digestão à acidificação e representa o teor da solução em hidrogenocarbonato/carbonato, amoníaco e hidróxido. É importante ter conhecimento deste parâmetro, pois na acidogénese o pH pode baixar para valores inferiores aos tolerados pelos organismos (CEE, 2000).

Nos processos anaeróbios, a alcalinidade resulta, essencialmente, da relação dióxido de carbono - bicarbonato existente no reactor. Parte do CO₂ libertado pelo metabolismo dos microrganismos dissolve-se no meio formando bicarbonatos de acordo com as seguintes reacções (CEE, 2000):



No estado de equilíbrio, o grau de dissolução do CO₂ é proporcional à sua pressão parcial no biogás. A conversão em bicarbonatos é função do pH do meio, pelo que se pode concluir que os

parâmetros pH, pressão parcial de CO₂ no biogás e concentração de bicarbonatos estão relacionados. A presença em solução do catião amónio (NH₄⁺) permite a formação de bicarbonato de amónio, que induz o aumento da alcalinidade do meio (CEE, 2000).

De um modo geral, os valores de alcalinidade total num digestor anaeróbio situam-se entre 2500 e 5000 mg/L CaCO₃, dependendo das características do substrato e das condições de operação do reactor.

Este parâmetro pode ser considerado um melhor indicador da estabilidade do processo de digestão do que o pH, na medida em que a acumulação de ácidos gordos voláteis induz a diminuição da alcalinidade total, mas não altera o valor de pH do meio enquanto não for ultrapassada a sua capacidade tampão (CEE, 2000). A monitorização do rácio AGV/Alcalinidade total é fundamental e deverá encontrar-se abaixo de 0,1. (Bitton (2005) citando Sahm (1984)).

4.7.3 Temperatura

A temperatura é um dos factores que maior influência tem no processo de digestão anaeróbia, condicionando determinantemente o tipo de bactérias anaeróbias que se desenvolvem, a sua velocidade de crescimento, a produção de biogás, o grau de utilização do substrato, a duração do arranque do digestor e a sua capacidade de resposta a variações súbitas na carga afluyente (CEE, 2000). De acordo com a produção de biogás e a actividade microbiológica, podem distinguir-se três gamas de temperatura de funcionamento do processo:

- psicofílica, entre 5 - 15°C;
- mesofílica, entre 25 - 40°C;
- termofílica, entre 50 - 70°C.

A temperaturas inferiores a 25°C (gama psicofílica) ocorrem dificuldades no arranque e no funcionamento dos digestores, dada a reduzida velocidade de crescimento das bactérias. A temperatura mais favorável ao crescimento das bactérias anaeróbias é, aproximadamente, de 35°C ou de 55°C. Entre os 25°C e os 40°C verifica-se um crescimento gradual da velocidade de degradação da matéria orgânica, apesar dos diferentes valores óptimos de temperatura das diversas populações microbianas intervenientes no processo. Para valores superiores a 45°C, a velocidade de degradação decresce rapidamente, pois foi ultrapassado o limite de crescimento mesofílico.

No regime termofílico (55°C), a produção de metano pode chegar a 50 % superior aos valores

verificados para a temperatura óptima da gama mesofílica. No entanto, os tipos de microorganismos que se desenvolvem são limitados e as taxas de conversão da matéria orgânica em material celular muito reduzidas. Existe uma maior sensibilidade ao tipo de alimentação, tornando o processo termofílico mais instável (CEE, 2000). Para além disso, a temperatura tem um efeito significativo na pressão parcial do H₂, influenciando a cinética do metabolismo. Em condições padrão, as reacções endotérmicas, como a degradação do propionato em acetato, CO₂ e H₂, são favorecidas por temperaturas superiores, enquanto reacções exergónicas, como a metanogénese hidrogenotrófica, são desfavorecidas a temperaturas superiores.

Assim, a utilização de temperaturas termofílicas exige maior controlo do processo, comparativamente a digestão mesófila. A manutenção de uma temperatura constante no digestor é indispensável para o bom funcionamento do processo anaeróbio, dado que flutuações pontuais e/ou frequentes na temperatura do digestor podem provocar efeitos severos nas bactérias, nomeadamente nas metanogénicas.

A grande maioria dos digestores anaeróbios em ETAR é operada em regime mesofílico, com temperatura a variar entre os 30 e os 40°C, pois assim, são asseguradas as condições mais favoráveis ao crescimento dos microorganismos e garantida a melhor eficiência e estabilidade do processo. De acordo com Bitton (2005) as bactérias metanogénicas apresentam um crescimento máximo na gama mesofílica para temperaturas entre 30 e 38°C, e no intervalo termofílico, entre 49 e 57°C.

4.7.4 Tempo de retenção hidráulico

O tempo de retenção hidráulico (TRH) depende do caudal e das condições ambientais (Bitton, 2005). Trata-se de um parâmetro fundamental para o dimensionamento de um sistema de tratamento anaeróbio, e exprime o tempo médio que um determinado volume de efluente permanece no digestor. Para um reactor com um volume V (m³), sujeito a uma alimentação com um caudal Q (m³/d), o TRH é dado pela seguinte expressão (Metcalf & Eddy, 2003):

$$\text{TRH} = V/Q \quad \text{Equação 1}$$

O TRH deve ser sempre superior ao tempo de duplicação das bactérias de crescimento lento, nomeadamente das metanogénicas, de modo a garantir a degradação da matéria orgânica com a permanência de um quantitativo suficiente e equilibrado de microrganismos no digestor, entre 25 e 35 dias Bitton (2005) citando Sterrit and Lester (1988). A TRH/TRS deve ser tal que permita uma estabilidade do processo e a minimização da produção de lamas.

4.7.5 Nutrientes

A concentração de nutrientes presente no digestor tem uma importância decisiva no desempenho do processo, uma vez que são essenciais para assegurar o crescimento microbiano e a síntese de enzimas, não obstante serem imprescindíveis para as reacções bioquímicas e metabólicas. Os nutrientes necessários em maior quantidade no processo anaeróbio são o carbono, hidrogénio, oxigénio e azoto. Em menores quantidades, o fósforo e enxofre que participam na síntese de aminoácidos, na formação de ácidos nucleicos, fosfolípidos e ATP, o potássio, cálcio, magnésio e ferro para a formação de complexos metálicos vitais (CEE, 2000), (Bitton, 2005).

A composição do substrato a digerir pode ser muito variável em termos de composição qualitativa. Os macronutrientes anteriormente referidos deverão estar em quantidade suficiente para satisfazer as necessidades das populações bacterianas. A forma como os nutrientes se encontram no substrato é igualmente importante, na medida em que uma hidrólise inicial lenta, de materiais de difícil decomposição, poderá não permitir a formação dos elementos em quantidade e qualidade necessárias ao desenvolvimento dos microrganismos anaeróbios.

No processo de digestão anaeróbia, o carbono constitui a fonte de energia para os microrganismos, enquanto o azoto estimula o crescimento microbiano. Se a concentração de azoto for limitante, as populações microbianas permanecem em número reduzido demorando mais tempo a decompor o carbono disponível. Durante o processo, as bactérias utilizam o carbono disponível no meio cerca de 30 a 35 vezes mais rapidamente comparativamente à taxa com que as bactérias utilizam o azoto.

Por outro lado, a quantidade de enxofre presente no meio não deverá permitir o desenvolvimento excessivo das bactérias sulfato-redutoras, de forma a evitar a formação de gás sulfídrico. Para além dos macronutrientes referidos, o processo de estabilização anaeróbia carece da presença de outros nutrientes, embora em quantidades mais reduzidas no meio (inferiores a 1×10^{-4} mol/L), designados por micronutrientes. A título de exemplo refere-se o níquel, que é utilizado na activação do co-factor F_{430} na fase de metanogénese. No entanto, os micronutrientes, apesar de serem essenciais ao processo, podem ter um efeito inibidor sobre a actividade bacteriana se presentes em concentrações elevadas (CEE, 2000).

O azoto, por desempenhar um papel fundamental na formação de proteínas, para o desenvolvimento dos processos anaeróbios requer que a relação C/N se situe na faixa entre 15 e

30, enquanto a proporção C/P deverá ser de 150/1 (CEE, 2000). De acordo com Soares (2010), os nutrientes necessários ao desenvolvimento das populações bacterianas intervenientes no processo de digestão anaeróbia devem apresentar na proporção CQO:N:P de 600:7:1, enquanto Lettinga (1984) propõe os valores de 1000:5:1. Braun e Wellinger (2003) propõem a relação COT:N:P de 300:5:1. Segundo Bitton (2005), citando Lettinga (1995) e Sahm (1984), o rácio C:N:P para bactérias anaeróbias deverá ser 700 : 5 : 1.

4.7.6 Ácidos Gordos Voláteis

Os AGV são compostos intermediários da degradação anaeróbia, tal como referido anteriormente, no entanto as suas espécies não ionizadas são referidas como as mais tóxicas, pois podem difundir-se facilmente à parte inerte das células. A toxicidade dos AGV está directamente relacionada com o pH e com a alcalinidade. Se o pH for baixo, a fracção não ionizada é significativa para que a concentração dos AGV não seja tolerada. Para valores de pH iguais ou maiores que 7, os AGV não representam perigo para o processo (Santos, 2010). Segundo Santos (2010) citando Angelidaki *et al.* (2005), o limite da concentração de AGV no reactor não deverá exceder 1500 mg.L⁻¹ de acetato.

4.7.7 Toxicidade

Um largo espectro de compostos são responsáveis pela falha ocasional do processo anaeróbio, sendo que alguns fazem parte do substrato, no afluente, ou sub-produtos resultantes do metabolismo das bactérias. A inibição da metanogénese é geralmente indicada pela redução na produção de metano e aumento da concentração de ácidos voláteis (Bitton, 2005).

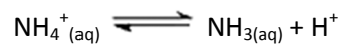
Estes compostos podem abrandar o processo de degradação (toxicidade), ou mesmo parar o processo (inibição), nomeadamente: amoníaco, ácidos gordos voláteis, ácidos gordos de cadeia longa, sulfuretos, sódio, potássio, hidrogénio e metais pesados, metais alcalinos e alcalino-terrosos.

A presença de oxigénio molecular na forma dissolvida pode, também, ter um efeito inibidor, uma vez que a digestão anaeróbia requer a existência de condições de anaerobiose estrita, correspondentes a um potencial de redox inferior a -200 mV (Appels, 2008). Contudo, o oxigénio pode estar presente em quantidades limitadas, em formas combinadas, como nitratos (NO₃⁻) e sulfitos (SO₃²⁻).

4.7.7.1 Amónia

A amónia é um composto libertado durante a hidrólise através da degradação biológica da matéria azotada que se encontra presente no substrato, principalmente na forma de proteínas e ureia. Apesar da amónia ser utilizada essencial para o crescimento bacteriano e uma concentração próxima de 200 mg.L⁻¹ ser benéfica para o processo anaeróbio, pode inibir o processo de metanogénese quando presente em concentrações elevadas (Santos, 2010).

Nos meios anaeróbios existe um equilíbrio entre o ião amónio (NH₄⁺_(aq)), a amónia livre em solução (NH_{3(aq)}), o amoníaco (NH_{3(g)}), o ião hidrogénio (H⁺) e o ião hidróxido (OH⁻), conforme as equações (Santos, 2010):



Verifica-se que a relação entre o ião amónio e a amónia depende do pH, logo este tem influência no limiar da inibição, bem como a solubilidade e a temperatura. À semelhança do que ocorre com o AGV, a espécie não ionizada (NH₃) é tóxica para a fase metanogénica (pH elevado) uma vez que em concentrações superiores a 100 mg L⁻¹ pode ser inibidor da actividade das bactérias. A partir de uma concentração de 4000 mg L⁻¹ de amónia verifica-se o aumento de AGV (Santos, 2010). No entanto, com concentrações totais de amoníaco e de ião amónio de 5000 - 8000 g mg L⁻¹ podem ser toleradas se o pH for suficientemente baixo (CEE, 2000) e se ocorrer a aclimatização das populações microbianas às novas condições do meio. Em condições termofílico, são reduzidos os efeitos da inibição. Salienta-se que as bactérias acetogénicas são mais tolerantes à presença de amoníaco do que as bactérias metanogénicas (Metcalf & Eddy, 2003).

4.7.7.2 Sulfuretos

Em termos energéticos, o sulfureto é a forma mais estável do enxofre em ambiente anaeróbio. O sulfureto é altamente reactivo, corrosivo e tóxico para microrganismos, plantas, animais, para o homem e até para o equipamento (Bitton, 2005). Consequentemente, os problemas associados ao tratamento de águas residuais com uma concentração elevada em sulfatos derivam essencialmente da produção de sulfuretos pelas bactérias sulfato-redutoras. A inibição causada

pela redução do sulfato a sulfuretos ocorre em 2 fases: inibição primária devido a competição pelas bactérias sulfato-redutoras com as metanogénicas pelo mesmo substrato orgânico e inorgânico, acabando por suprimir a produção de metano e inibição secundária, resultante da toxicidade dos sulfuretos produzidos para diversos grupos de bactérias. O resultado da competição entre estas bactérias e os outros microrganismos anaeróbios determina a concentração de sulfuretos no reactor.

Para efluentes com elevado teor de sulfatos (SO_4^{2-}) e sulfitos, o processo anaeróbio pode conduzir à formação de sulfuretos (S^{2-}) que, em condições de pH ácido inferior a 6,5, são parcialmente convertidos em gás sulfídrico (H_2S). Geralmente, são aceitáveis concentrações de sulfatos nas lamas a digerir inferiores a 3000-6000 mg/L, apesar da formação do gás sulfídrico estar muito dependente do pH do meio. A presença de gás sulfídrico em concentrações superiores a 1000 mg/L pode induzir a inibição da fase de metanogénese (Bitton, 2005).

4.7.7.3 Ácidos gordos voláteis

O aumento súbito da concentração de AGV no digestor é, normalmente, indicador de instabilidade no processo de digestão anaeróbia, associado à inibição da população metanogénica quer seja por aumento excessivo da carga orgânica, carência de nutrientes ou introdução de substâncias inibidoras. Por outro lado, a própria presença de AGV em concentrações elevadas pode contribuir para a inibição dos microrganismos, na medida em que podem penetrar a membrana celular das bactérias e, uma vez assimilados, induzem o decréscimo do pH a nível intracelular, reduzindo a sua velocidade metabólica.

Um digestor estável apresenta teores de ácidos gordos voláteis de 100-2500 mg/L de ácido acético. Valores superiores a 1,5 na razão ácido propiónico/ácido acético podem ser indicadores de instabilidade (CEE, 2000). Bitton (2005) refere que a toxicidade dos AGV depende do pH do meio, pois somente a fracção não ionizada dos ácidos é efectivamente tóxica. De facto, a pH baixos, a fracção não ionizada dos AGV pode ser suficientemente elevada para que não seja tolerada. Contudo, Luostarinen et al. (2008) referem que, na última década, a informação gerada aponta para a possibilidade de reversão do efeito de inibição, conseguido com a aclimatização das populações bacterianas metanogénicas tolerância a concentrações sucessivamente mais elevadas de AGV. O período de aclimatização pode, porém, ser muito longo, o que nem sempre é compatível com o funcionamento de uma ETAR;

4.7.7.4 Metais pesados

A presença de metais pesados nas lamas a digerir pode induzir a inibição dos microrganismos anaeróbios. Alguns metais pesados como o zinco, o cobre e o cádmio, que são necessários ao processo como agentes estimuladores da actividade enzimática, podem ser tóxicos para as populações microbianas mesmo se presentes em concentrações reduzidas. Contudo, os sulfuretos e os carbonatos podem induzir a precipitação dos metais pesados, que passam da forma solúvel para a forma insolúvel, diminuindo ou anulando o seu efeito tóxico (CCE, 2000).

4.8 Controlo do Processo de Biodigestão de Lamas

O processo de biodigestão decorre da actividade de uma comunidade bacteriana, cuja simbiose é determinante para eficácia do processo. O funcionamento instável de um digestor pode conduzir à acumulação de produtos intermédios da fermentação, como o hidrogénio e os AGV. Estes, se presentes em concentrações elevadas, provocam a descida do pH do meio, inibindo o processo, o que implica um controlo exigente das condições de equilíbrio do digestor para se garantir uma operação eficaz. Além disso, a instabilidade das condições em que decorre o processo conduz à diminuição da produção de biogás e da concentração em metano, bem como da redução de sólidos voláteis, pelo que estes parâmetros poderão, igualmente, ser indicadores das condições do processo.

A monitorização de um digestor anaeróbio assenta, essencialmente, no controlo dos seguintes parâmetros:

- Temperatura de digestão;
- pH;
- Alcalinidade;
- Concentração de SSV nas lamas frescas e nas lamas digeridas;
- Concentração de AGV;
- Produção de biogás (caudal e composição).

Estes parâmetros deverão ser monitorizados com frequência e os resultados deverão ser analisados e relacionados entre si, pois nenhum deles, isoladamente, permite avaliar as condições do processo. Para tal, deverão ser criados os meios de medição nos pontos adequados (instaladas sondas de temperatura no interior do digestor e definidos pontos de colheita de amostras de

lamas afluentes e efluentes ao digestor, de biogás e sobrenadante).

4.8.1 Parâmetros operacionais

4.8.1.1 Temperatura

4.8.1.1.1 Controlo da temperatura

O processo de estabilização anaeróbia em regime mesofílico ou termofílico exige o aquecimento das lamas em digestão. As necessidades térmicas dependem de um conjunto de factores, como sejam: temperatura de digestão, temperatura dos resíduos a digerir, temperatura ambiente, dimensão do reactor, tipo de revestimento e de isolamento térmico, entre outras.

A estimativa das necessidades térmicas de um digestor pode ser efectuada pelo somatório do calor necessário para (i) aumentar a temperatura do resíduo a digerir para a temperatura de digestão, (ii) compensar as perdas térmicas pelas paredes, fundo e topo do digestor e (iii) suprir as perdas que possam ocorrer na tubagem entre a fonte de calor e o digestor (CEE, 2000)

O calor necessário para elevar a temperatura da lama a digerir para a temperatura de digestão, termo i), pode ser determinado a partir da seguinte expressão (Appels, 2008):

$$Q_1 = W.C.\Delta T_1 \quad \text{Equação 2}$$

onde:

Q_1 - calor necessário (kJ/d);

W - lama afluente (kg/d);

C - calor específico da água (4,2 kJ/kg/°C)

ΔT_1 - Diferença de temperatura entre a lama afluente e a lama digerida (°C).

As perdas térmicas pelas paredes, fundo e topo do digestor, termo ii), podem ser calculadas com base na seguinte expressão (Metcalf & Eddy, 2003):

$$Q_2 = U.A.\Delta T_2 \quad \text{Equação 3}$$

Onde:

Q_2 - perda térmica (J/s);

U - coeficiente de transferência térmica (J m⁻² s⁻¹ °C⁻¹);

A - área de troca térmica (m²);

ΔT_2 - diferencial de temperatura ao longo da área de troca térmica (°C).

As necessidades térmicas das lamas podem ser minimizadas reduzindo a quantidade de água nas lamas adicionadas ao digestor, pelo que é recomendável que as lamas sejam previamente sujeitas a operações de espessamento ou de flotação, de forma a aumentar a sua concentração.

4.8.1.1.2 Aquecimento

O aquecimento das lamas a digerir e da massa em digestão é conseguido através de permutadores de calor, que deverão promover uma transferência eficiente de calor à massa em digestão. O calor é disponibilizado aos permutadores por intermédio de um fluido, normalmente água, aquecido através dos circuitos de refrigeração dos gases de escape, do motor e do óleo do motor de combustão de biogás, ou gerado em caldeiras que utilizam o biogás como combustível.

Os permutadores podem ser internos ou externos ao digestor (ver figura 14). Os permutadores internos podem ser serpentinas, tubos ou outro equipamento colocado no interior do digestor por onde o fluido quente circula, transferindo o calor para as lamas em digestão. No caso dos permutadores externos, o conteúdo do digestor é recirculado através de um permutador tubular ou de outro tipo, onde entra em contacto indirecto com uma contra-corrente de fluido quente, ocorrendo a troca térmica no exterior do digestor (CEE, 2000).

Os permutadores internos tendem a acumular incrustações à superfície, pelo que deverão ser sujeitos a manutenção periódica para que a sua eficiência de transferência de calor não seja comprometida. Os permutadores externos são, mais complexos e menos eficientes do que os internos. Porém, apresentam a vantagem de facilitarem os trabalhos de manutenção (CEE, 2000).

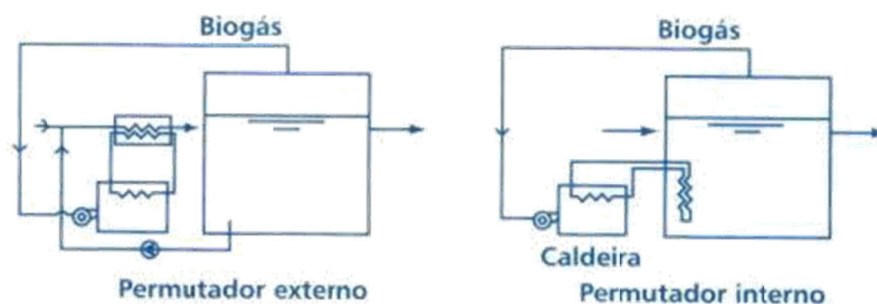


Figura 14 – Principais tipos de sistema de aquecimento¹⁵.

¹⁵ (CEE, 2000)

4.8.1.1.3 Isolamento térmico

Tal como citado anteriormente, é essencial manter as condições de operação do digestor anaeróbio o mais inalteráveis possível. Para manter a temperatura de digestão, é necessário dotar o digestor anaeróbio de um isolamento térmico que permita minorar as perdas térmicas do sistema.

O isolamento térmico pode consistir na utilização do próprio solo circundante como isolante, mediante a sua construção parcial abaixo do nível do solo. Adicionalmente, deverão ser adoptadas opções construtivas que favoreçam a conservação da energia, nomeadamente a utilização de paredes duplas com caixa de ar e a aplicação de materiais refractários. Outra alternativa consiste em revestir as superfícies em contacto com o exterior com materiais de origem sintética, como o poliuretano, o poliestireno e outros polímeros, ou com materiais de origem natural, como lã de vidro, lã de rocha, argilas, etc.. Estes revestimentos deverão ser protegidos da luz solar e das intempéries através da aplicação de pinturas adequadas ou de um revestimento exterior. As condutas de transporte de lamas aquecidas e os circuitos de água quente deverão, também, ser isolados termicamente, com poliuretano ou lã de rocha protegida por manga metálica, entre outros materiais (CEE, 2000).

4.8.1.2 Sistemas de mistura

A mistura e a agitação de um digestor anaeróbio são essenciais para garantir que os microrganismos conseguem aceder a todo o substrato e que a massa em digestão se encontra sujeita às mesmas condições, designadamente de temperatura, revelando-se fundamentais para a obtenção de rendimentos elevados de conversão de matéria orgânica.

Os principais sistemas de mistura e/ou de agitação em digestores anaeróbios incluem: a) recirculação de lamas, b) agitação mecânica e c) recirculação e injeção de biogás, conforme exemplificado na Figura 15 (CEE, 2000) (Appels, 2008).

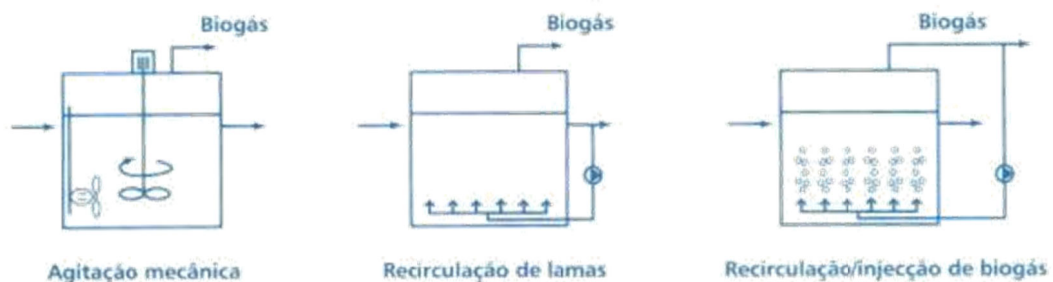


Figura 15 – Principais tipos de sistemas de agitação/mistura de digestores¹⁶.

(a) mistura interna, (b) recirculação externa, (c) recirculação de biogás.

Nos sistemas com recirculação de biogás, uma fracção do biogás produzido é recolhido no topo do digestor, comprimido e injectado no interior do digestor. A injeção no digestor pode ser materializada por difusores instalados no fundo ou por tubos amovíveis pendentes a partir do tecto do reactor. A agitação mecânica é proporcionada por agitadores submersíveis de eixo vertical ou do tipo hélice instalados, respectivamente, no topo ou nas paredes laterais do digestor. Nos sistemas com mistura por recirculação de lamas, parte da massa em digestão é recirculada, através de grupos electrobomba instalados no interior ou no exterior do reactor, promovendo a mistura e agitação das lamas em digestão (CEE, 2000).

De acordo com a norma europeia EN 12255-8:2001, a mistura eficiente do digestor por recirculação de lamas requer que seja recirculado, diariamente e no mínimo, um volume equivalente a 5 vezes o volume de lama em digestão. Metcalf & Eddy (2003), refere que deverá ser recirculado um volume entre 0,0045 - 0,005 m³ de biogás por m³ de digestor, por minuto, para sistemas de injeção de gás não confinados (difusores e tubos suspensos), e 0,005 - 0,007 m³ de biogás por m³ de digestor, por minuto, para sistemas de injeção de gás confinados (gas lifters e gas pistons).

De acordo com Metcalf & Eddy (2003), o consumo energético necessário à mistura do digestor encontra-se entre 5 e 8 W/m³ de reactor, devendo ser assegurando um gradiente de velocidade de 50 a 80 s⁻¹. Salienta-se, no entanto, que estes valores poderão variar mediante as indicações do fabricante dos equipamentos de mistura.

Os equipamentos instalados no interior do reactor, por estarem em contacto com a matéria orgânica a estabilizar e com o biogás, apresentam alguns problemas típicos como a corrosão, entupimentos e desgaste das peças devido à abrasão de areias e de outros materiais inertes.

4.8.1.3 Tempo de retenção

O tempo de retenção hidráulico (TRH) é definido como o tempo médio que um dado volume de resíduos permanece no digestor. Para um reactor com volume V, sujeito a um caudal de efluente Q, o tempo de retenção define-se por:

¹⁶ (CEE, 2000)

$$\text{TRH} = \frac{V}{Q} \quad \text{Equação 4}$$

O TRH é descrito como o principal parâmetro que governa o desempenho dos sistemas anaeróbios, embora o seu grau de influência dependa do tipo de reactor utilizado e das características do afluente (ver tabela 4). O tempo de retenção deverá ser superior ao tempo de duplicação das bactérias metanogénicas presentes na flora do digestor (CEE, 2000).

Para além de determinar o tempo de contacto entre substrato e bactérias, este parâmetro afecta sobretudo a capacidade de retenção da biomassa activa, o que leva também à utilização do termo tempo de retenção de sólidos (TRS).

A temperatura é o factor que mais influencia o TRS de um digestor, sendo certo que este parâmetro diminui com a digestão a decorrer a temperatura elevadas.

Tabela 4 – Valores típicos de TRH e TRS para diferentes tipos de digestores¹⁷.

Tipo de reactor	TRH (dias)	TRS (dias)	Resíduo orgânico aplicável
Mistura completa (CSTR)	10 – 60	10 - 60	Teor elevado de sólidos; resíduos concentrados.
Contacto	12 – 15	20	Teor médio de sólidos; resíduos diluídos.
Fluxo ascendente (UASB)	0,5 - 7	20	Teor reduzido de sólidos; todo o tipo de concentrações.

4.8.1.4 Carga orgânica

A carga orgânica aplicada num reactor é definida como a quantidade de matéria orgânica por unidade de volume do reactor e unidade de tempo. Para um volume V de resíduo de concentração C , introduzido num reactor de volume V' , durante um período de tempo T , a carga orgânica é dada por:

$$\text{Carga Orgânica} = \frac{CxV}{V'xT} \quad \text{Equação 5}$$

Para resíduos de concentração aproximadamente constante, a carga orgânica está relacionada

¹⁷ (CEE, 2000)

com o TRH:

$$\text{Carga Orgânica} = \frac{C}{TRH} \quad \text{Equação 6}$$

A Carga Orgânica vem definida em kg CQO.m³.dia⁻¹ ou como kg SV.m³.dia⁻¹. Pode também ser designada por carga volúmica. Os reactores anaeróbios podem funcionar com cargas que vão desde 0,25 kg CQO.m³.dia⁻¹ até 30 e 50 kg CQO.m³.dia⁻¹ (CEE, 2000).

Tabela 5 – Valores típicos de carga orgânica para diferentes tipos de digestores¹⁸.

Tipo de reactor	Carga orgânica (kg CQO.m ³ .dia ⁻¹)
Mistura completa (CSTR)	0,25 – 3
Contacto	0,25 – 4
Fluxo ascendente (UASB)	010 - 30

Na digestão anaeróbia, sem recirculação ou remoção do sobrenadante, o tempo de retenção de sólidos (TRS) é igual ao TRH. O TRH mínimo, para uma temperatura de 35°C, é de 10 dias. Para tempos de retenção de 12 – 13 dias, a 35°C, verificam-se poucas ou nenhuma alteração na redução de sólidos voláteis (Appels, 2008). Para digestores a operar em regime termofílico (50–60 °C), a carga orgânica afluyente pode ser até 50% superior, sem que afecte o desempenho do sistema.

A carga orgânica aplicada a um digestor está directamente relacionada com a actividade específica da biomassa aí presente e que deverá encontrar-se no intervalo 0,05 e 0,10 kg CQO/kg SSV.dia. Nos reactores cuja biomassa se encontra bem adaptada ao resíduo a tratar, a actividade específica pode chegar a ser 7 a 15 vezes superior (CEE, 2000).

Este parâmetro é especialmente importante na fase de arranque do processo. Dependendo da quantidade e características da biomassa utilizada como inoculo, a carga orgânica inicial deverá ser reduzida aumentando à medida da adaptação da comunidade bacteriana. O arranque de um processo de digestão anaeróbio poderá demorar apenas algumas semanas ou vários meses.

¹⁸ (CEE, 2000)

4.8.1.5 Remoção de sólidos voláteis

O conteúdo de sólidos presentes nas lamas varia mediante as suas características e também com o modo de operação da ETAR, sendo certo que é, também, objectivo do processo de estabilização anaeróbia a redução da quantidade de sólidos nas lamas.

A eficiência de remoção traduz a fracção de matéria orgânica do afluente ao digestor que é convertida nos produtos da estabilização anaeróbia. O grau de estabilização é frequentemente expresso em percentagem de remoção de sólidos voláteis, que por sua vez, estão relacionados com o TRS ou TRH (Appels, 2008).

A redução efectiva da concentração de SSV presentes nas lamas digeridas poderá ser comparada com o valor teórico estimado a partir da seguinte expressão empírica, aplicável a digestores de alta carga em mistura completa (Metcalf & Eddy, 2003), (Appels, 2008):

$$V_d = 13,7 \cdot \ln(TRS_{des}) + 18,9 \quad \text{Equação 7}$$

Onde:

V_d – Destruição SSV (%)

TRS_{des} – Tempo de digestão (dias)

A expressão seguinte permite estimar a quantidade efectiva de SSV removidos (CEE, 2000):

$$\% \text{Remoção SSV} = \frac{(SSV_{lamas\ espessadas} - SSV_{lamas\ digeridas})}{SSV_{lamas\ espessadas}} * 100 \quad \text{Equação 8}$$

Onde:

$SSV_{lamas\ espessadas}$ – concentração de lamas afluentes ao digestor (g/L)

$SSV_{lamas\ digeridas}$ – concentração de lamas efluentes do digestor (g/L)

4.9 Avaliação do desempenho do processo de biodigestão

O controlo do processo de biodigestão é dificultado pelas variações de afluência (caudal e composição de lamas), das condições no interior do sistema (temperatura, pH, etc.) e pela complexidade das reacções envolvidas e longos tempos de estabilização. O controlo pode passar pela adição ou eliminação de um composto químico ou pela equalização do caudal de lama

afluente ao processo, pois a alimentação do digestor com cargas orgânicas uniformes contribui para a estabilidade das condições do processo (Cantinho, 2003).

O controlo do processo inclui, também, a avaliação do grau de estabilização das lamas digeridas. Essa avaliação pode ser efectuada através da redução da quantidade de matéria volátil presente nas lamas estabilizadas, face à quantidade de matéria volátil presente nas lamas afluentes.

5 BIOGÁS

5.1 Caracterização e propriedades

Como produto da biodigestão, o biogás é um combustível amigo do ambiente, sendo, no entanto, composto por uma mistura de gases: metano (CH_4) e o dióxido de carbono (CO_2), vestígios de hidrogénio (H_2), azoto (N_2) e sulfureto de hidrogénio (H_2S), podendo também incluir alguns contaminante como siloxanos (Appels, 2008).

A composição do biogás depende da natureza do resíduo digerido e das condições em que a digestão anaeróbia se processa. Na tabela 6 apresentam-se os intervalos típicos dos constituintes do biogás.

Tabela 6 - Constituição típica do biogás¹⁹

Gás	Símbolo químico	% no Biogás
Metano	CH_4	50 – 80
Dióxido de Carbono	CO_2	20 – 40
Hidrogénio	H_2	1 -3
Azoto	N_2	0,5 – 3
Sulfídrico e outros	H_2S , CO , NH_3 , O_2 , $\text{C}_n\text{H}_{2n}\dots$	1 – 5
Vapor de água	H_2O	Saturado

As propriedades físicas e químicas do biogás têm, obviamente, influencia na tecnologia a utilizar para a sua depuração e combustão (ver tabela 7). Dado que, maioritariamente, é composto por metano e dióxido de carbono, serão as propriedades destes dois gases que terão maior influência nas características do gás biológico. Porém, os restantes compostos, terão igualmente, influencia no que se refere a aspectos de transporte, armazenamento, depuração e combustão (CEE, 2000).

¹⁹ (CEE, 2000)

Tabela 7 - Propriedades físicas do metano (CH₄), dióxido de carbono (CO₂) e sulfureto de hidrogénio (H₂S)²⁰.

Propriedade	CH ₄	CO ₂	H ₂ S
Massa molecular (g)	16,04	44,01	34,08
Densidade (ar = 1)	0,555	1,52	1,19
Ponto de ebulição (°C) a 1 atm	-116,7	-78,5	-60,5
Massa específica (g/L)	0,71	1,96	1,52
Calor combustão (kWh/m ³)	9,9	-	7,8
Limites de inflamabilidade (%)	5 - 15	-	4 - 46

O biogás, enquanto mistura de diferentes gases, tem propriedades de acordo com a concentração relativa de cada um, tal como supracitado. Tratando-se de uma mistura cuja composição é muito variável, importa conhecer as propriedades que lhe estão associadas e como estas podem influenciar o seu comportamento. Adiante, apresentam-se gráficos com a variação destas propriedades em função da percentagem de metano no biogás ou na mistura combustível (figura 16). Pela sua importância, destacam-se as seguintes propriedades do biogás (CEE, 2000):

- Poder calorífico inferior (PCI): corresponde à energia libertada, de uma massa de combustível, sob a forma de calor, não incluindo a energia dispendida na vaporização da água presente no combustível. Este parâmetro permite aferir a medida exacta do conteúdo energético útil do combustível;
- Poder calorífico superior (PCS): definido como a energia libertada de uma dada massa de combustível e considerando que a energia necessária para vaporizar a água nele contida é recuperada;
- Limites de inflamabilidade: correspondem às percentagens mínima e máxima de um combustível numa mistura ar/combustível para as quais essa mistura arde. É um dos parâmetros crítico na combustão de biogás, devido à diluição do CH₄ com CO₂ e outros gases inertes.
- Velocidade de chama: define-se como a velocidade com que uma chama avança sobre uma mistura de combustível relativamente à composição da mistura. O impacto da concentração de CO₂ nas velocidades de chama dentro dos limites de inflamabilidade da mistura CH₄/CO₂ no ar, está representada na figura seguinte. Esta informação

²⁰ (CEE, 2000)

poderá ser relevante para a análise de desempenho do sistema de combustão a gás natural, adaptados a biogás.

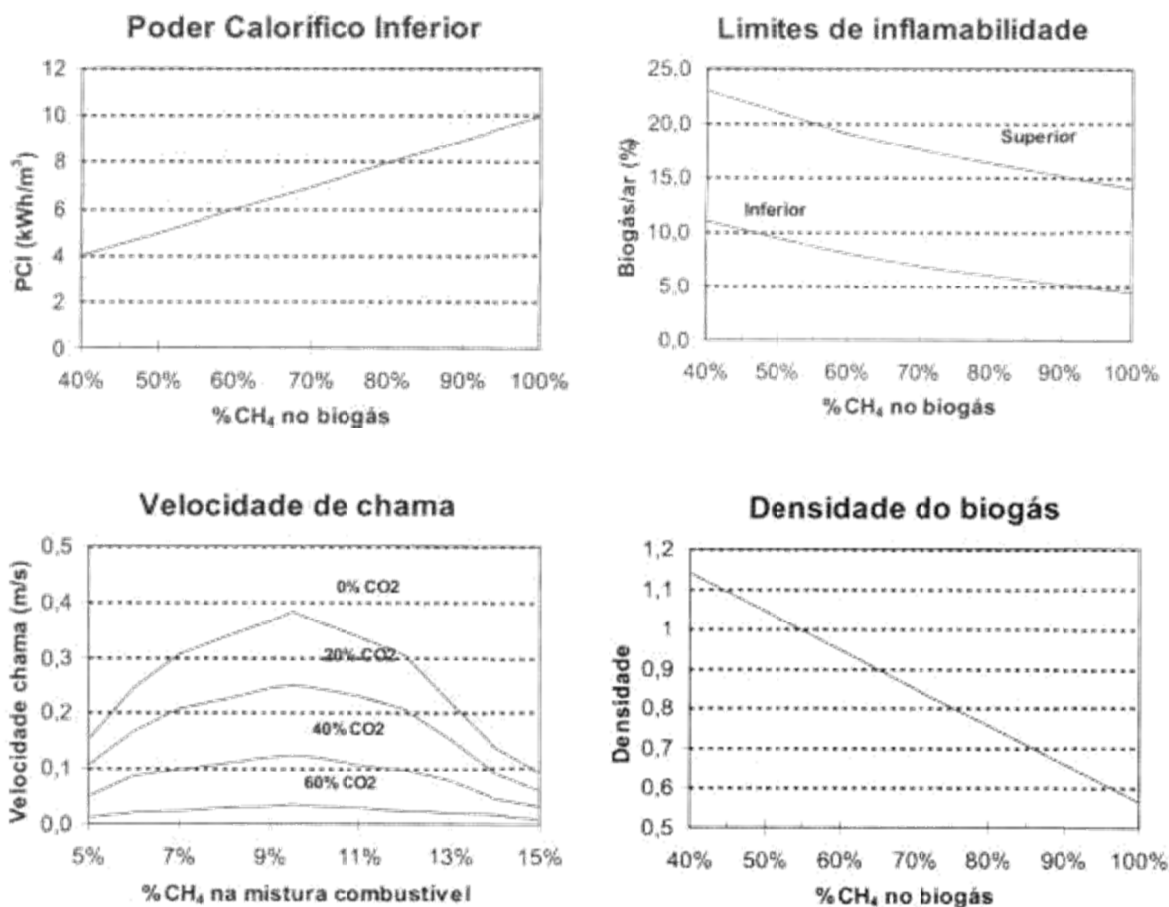


Figura 16 - Propriedades do biogás como combustível²¹.

5.2 Biogás enquanto recurso energético

O interesse do biogás como recurso energético deve-se ao seu principal constituinte, o metano. O metano puro em condições normais de pressão (1atm) e temperatura (0°C) – PTN - tem um poder calorífico de 9,9 kWh/m³. O biogás com um teor de metano entre 50% e 80% terá um poder calorífico entre 4,95 e 7,92 kWh por cada m³ (CEE, 2000).

A figura 17 ilustra a equivalência energética bruta quando comparada a outras fontes de energia.

²¹ (CEE, 2000)

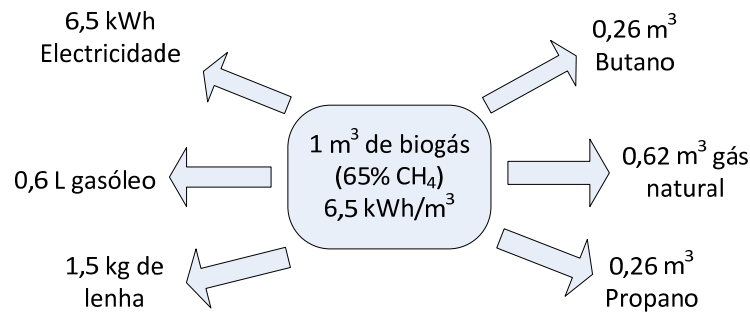


Figura 17 - Equivalência energética do biogás²².

(Baseado no PCI sem eficiências de conversão).

A produção de biogás numa ETAR varia, pois depende de um conjunto de factores, nomeadamente o caudal de lamas a digerir (que depende da carga orgânica afluyente à ETAR), tempo de retenção, temperatura do processo, entre outros.

Metcalf & Eddy (2003) refere que em instalações com tratamento primário a produção de biogás situa-se entre 0,015-0,022 m³/e.p.d, enquanto em ETAR com tratamento secundário podem esperar-se valores ligeiramente superiores, de 0,028 m³/e.p. d., ou entre 0,75 3 1,25 m³/kg SSV removido d.

Segundo Appels et al. (2008), o potencial europeu de produção anual de biogás estima-se em 200 mil milhões de m³.

A taxa de produção de metano, num sistema a funcionar a 35°C, pode ser estimada pelas seguintes fórmulas (Metcalf & Eddy, 2003):

$$V_{CH_4} = 0,40 \cdot [(S_0 - S) \cdot Q \cdot (10^3 \text{ g / kg})^{-1} - 1,42 \cdot P_x] \quad \text{Equação 9}$$

$$P_x = \frac{Y \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot (10^3 \text{ g / kg})^{-1}}{1 + k_d \cdot TRS} \quad \text{Equação 10}$$

Onde:

V - volume diário de biogás produzido (m³/d);

0,40 - Factor teórico de conversão da quantidade de metano produzido a partir da degradação de 1 kg CBO, a 35°C;

²² (CEE, 2000)

S_0 - CBO no afluente (mg/L);

S - CBO no efluente (mg/L);

Q - caudal (m³/d);

P_x - quantidade de biomassa produzida (kg/d);

Y - coeficiente de produção (g SSV/g CBO); os valores típicos variam entre 0,05 e 0,10;

k_d - coeficiente endógeno (d⁻¹) (os valores típicos variam entre 0,02 e 0,04);

TRS - tempo de retenção de sólidos (d).

A produção de biogás representa uma mais-valia do processo de biodigestão, pois permite a valorização energética desse subproduto. O biogás apresenta boas perspectivas de utilização em equipamentos de conversão energética (conforme consta na figura 18), como sejam os grupos motor-gerador, para produção combinada de calor e electricidade e caldeiras para produção de água quente e/ou de vapor, desde que devidamente depurado (Appels, 2008).

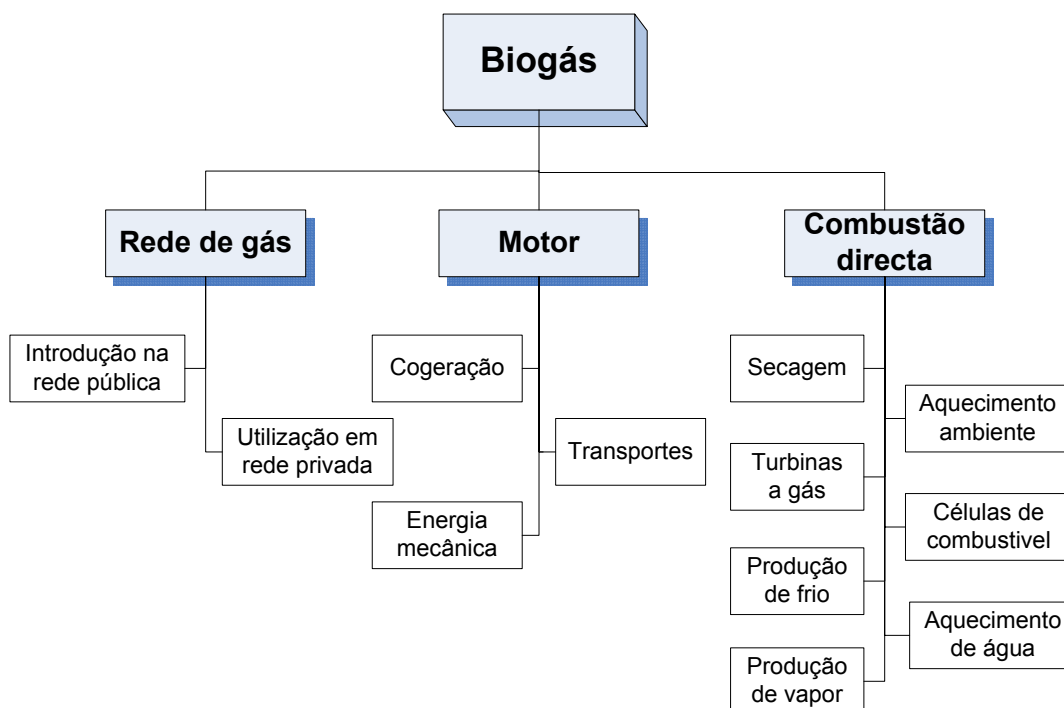


Figura 18 – Principais opções para utilização / conversão de biogás²³.

²³ (CEE, 2000)

5.3 Purificação do biogás

Tal como supracitado, a utilização final do biogás, irá definir a qualidade exigida e, conseqüentemente, o processo de limpeza e purificação a que deverá ser sujeito.

Os objectivos fundamentais para a sua depuração são a qualidade pretendida, que terá que ser compatível com as exigências mínimas dos equipamentos de valorização de biogás, nomeadamente dos motores e caldeiras, o aumento do seu poder calorífico, e que a sua qualidade seja equiparável à de gases como o gás natural.

Numa estação de tratamento de águas residuais, a purificação do biogás tem como objectivo de otimizar a sua conversão em energia térmica e eléctrica exige, eliminando o excesso de humidade e contaminantes como o dióxido de carbono, sulfureto de hidrogénio, partículas, mercaptanos e siloxanos (CEE, 2000) (Salomon, 2007).

Na maioria dos casos, o tratamento necessário consiste na remoção de vapor de água e, eventualmente, de sulfureto de hidrogénio. No entanto, em sistemas de utilização/conversão de biogás mais complexos pode ser necessário recorrer a técnicas mais apuradas de depuração, devido à presença de gases incombustíveis, como CO₂, H₂S e vapor de água, pois reduzem a capacidade calorífica do biogás, tornando a compressão e o transporte do biogás a longas distâncias economicamente dispendioso.

5.3.1 Remoção de dióxido de carbono

O dióxido de carbono diminui o potencial energético do biogás, pelo que deverá ser removido sempre que se pretenda proceder à sua injeção na rede de distribuição de gás natural ou à sua utilização como combustível de veículos, pois tem conseqüências ao nível da corrosão dos equipamentos (CEE, 2000).

A remoção de dióxido de carbono pode ser realizada com recurso a:

- Absorção física;
- Absorção química;
- Adsorção por variação da pressão (pressure swing adsorption, PSA, na terminologia anglosaxónica) com carvão activado ou crivos moleculares;
- Absorção biológica;

- Utilização de solventes orgânicos;
- Separação criogénica;

CEE (2000) destaca os seguintes métodos para a remoção de dióxido de carbono do biogás, por serem os mais comercializados: absorção em água (absorção física), absorção em polietileno glicol, separação por membrana ou através de crivos moleculares.

A lavagem do biogás com água permite a remoção, por absorção, de dióxido de carbono e de sulfureto de hidrogénio, uma vez que a solubilidade destes gases em água é superior à do metano. O processo ocorre numa coluna de lavagem, em contra-corrente, isto é, o biogás pressurizado é alimentado pelo fundo da torre de lavagem, enquanto no topo da coluna ocorre a aspersão da água, bem como a captação do biogás depurado (ver figura 19). A água contaminada pode ser regenerada, por despressurização ou por lavagem com ar numa coluna semelhante à da lavagem com água, e reutilizada no processo de lavagem. Remoções até 5 – 10 %vol. CO₂ no biogás são possíveis (Appels, 2008).

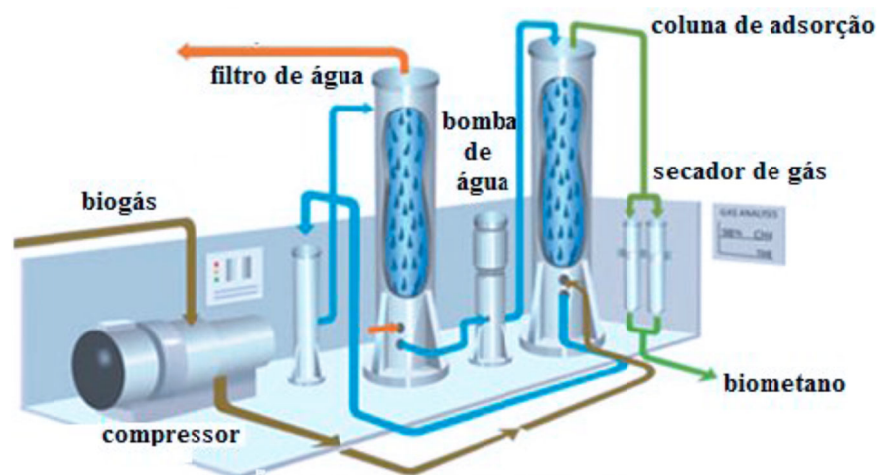


Figura 19 - Diagrama de purificação (Water scrubbin)²⁴.

O processo de absorção em polietilenoglicol (nome comercial é selexol) ou soluções aquosas de aminas (mono, di ou tri-etanolamina) é semelhante ao da absorção em água. No entanto, a solubilidade do dióxido de carbono e do sulfureto de hidrogénio nestes reagente é superior, o que permite uma maior eficiência. Este processo é sempre concebido com recirculação do reagente químico, após regeneração por lavagem com vapor de água ou com gás inerte (gás natural ou biogás depurado) (CEE, 2000). Remoções até 0,5 – 1 %vol. CO₂ no biogás são possíveis. No entanto a utilização destes químicos é dispendiosa (Appels, 2008).

²⁴ (Silva, 2009)

A adsorção de contaminantes por variação de pressão permite a separação de componentes específicos do biogás, com recurso a crivos moleculares ou a carvão activado. Por aplicação de elevada pressão e temperatura, as moléculas do contaminante são adsorvidas nas cavidades do crivo de carbono ou do carvão activado. Quando a pressão diminui, as moléculas extraídas do biogás são libertadas. O processo de adsorção pode ser selectivo para poluentes específicos através da utilização de diferentes tamanhos de poros e/ou pela aplicação de diferentes pressões ao biogás. Este processo é oneroso dados os requisitos térmicos e de pressão (CEE, 2000) (Appels, 2008).

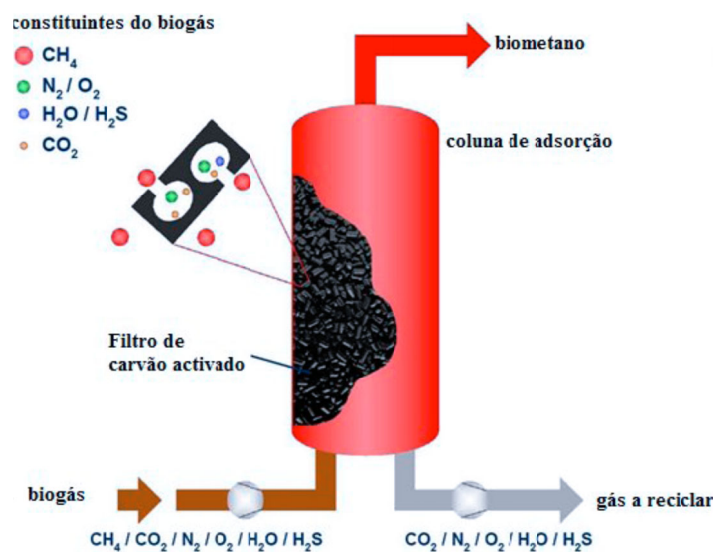


Figura 20 - Diagrama de captação de impurezas do biogás PSA (Pressure Swing Adsorption)²⁵.

Existem alguns tipos de membranas com permeabilidade selectiva a determinados gases, que podem ser aplicadas no enriquecimento do biogás, ou seja, na separação do dióxido de carbono e do metano. O método baseia-se no facto de alguns componentes do biogás poderem ser transportados através de uma membrana fina (< 1 mm), enquanto outros ficam retidos. O transporte de cada componente acontece por diferença de pressão parcial e pela dependência do componente à permeabilidade do material da membrana. Para o caso do metano com alta pureza a permeabilidade deve ser elevada. Uma membrana sólida construída de polímeros de acetato-celulose é de 20 e 60 vezes mais permeável para o CO_2 e H_2S , respectivamente, do que para o CH_4 . A pressão requerida pelo processo encontra-se entre os 25 e 40 bar (Silva, 2009) (Appels, 2008).

Segundo CEE (2000), existem, dois sistemas de membranas para purificação de biogás: separação gasosa a alta pressão, com fases gasosas em ambos os lados da membrana e separação

²⁵ (Silva, 2009)

por absorção gás-líquido a baixa pressão, em que um líquido absorve as moléculas difundidas através da membrana.

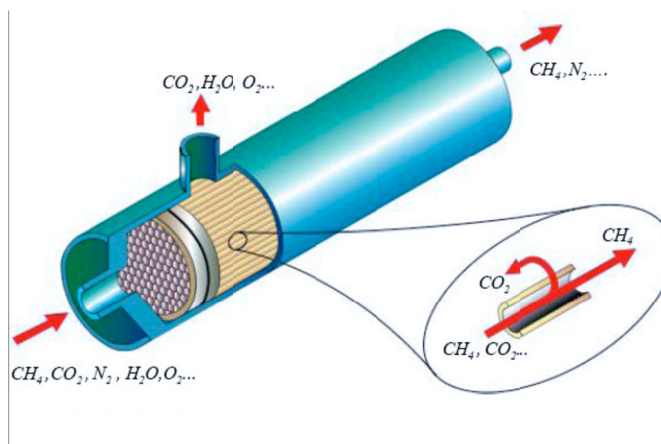


Figura 21 – Diagrama de um filtro de membrana²⁶.

5.3.2 Remoção de vapor de água e partículas

Ao sair do digester, o biogás apresenta-se saturado em vapor de água que pode condensar ao entrar em contacto com superfícies mais frias, contribuindo para a obturação de canalizações e para a deterioração de equipamentos, pois a humidade contribui para a aceleração das reacções de corrosão. Até mesmo a simples queima do biogás pode exigir a remoção de vapor de água para evitar que a chama se apague (CEE, 2000).

A remoção de condensados pode ser conseguida através da instalação de condensadores e purgas nos pontos mais baixos do circuito de transporte do biogás, sendo que todas as canalizações horizontais deverão ter uma inclinação mínima de 1% em direcção aos sistemas de purga. Poderão, também, ser inseridos desumidificadores frigoríficos para condensar, de forma mais eficaz, o vapor de água contido no biogás (CEE, 2000). No sentido de se promover pontos de condensação, o biogás poderá ser comprimido anteriormente ao arrefecimento. Poder-se-á, ainda, recorrer à absorção do vapor de água em sílica gel ou em óxido de alumínio (Al_2O_3), quando forem necessários poucos pontos de condensação, ou, ainda, recorrendo à absorção em sais higroscópicos (Appels, 2008).

²⁶ (Silva, 2009)

5.3.3 Remoção de sulfureto de hidrogénio

O sulfureto de hidrogénio está sempre presente no biogás, embora as concentrações variem substancialmente. Trata-se de um composto muito reactivo com a maioria dos metais, situação que é agravada pela presença de água e por condições de pressão e temperatura elevadas. Durante a combustão, ocorre a oxidação do H_2S a dióxido e trióxido de enxofre (SO_2 e SO_3 , respectivamente), presentes na mistura de gases, que, na presença de vapor de água, formam os ácidos sulfuroso (H^2SO^3) e sulfúrico (H^2SO^4), altamente corrosivos (CCE, 2000; IEA, 2000). Como tal, a remoção de sulfureto de hidrogénio do biogás é particularmente importante para prevenir a corrosão dos equipamentos do sistema de cogeração e a formação de atmosferas tóxicas (IEA, 2000).

As indicações dos fabricantes de equipamentos de cogeração recomendam que a concentração de sulfureto de hidrogénio no biogás não exceda 1000 ppm. CCE (2000) indica um valor inferior, de 500 ppm (0,05% v/v), como limite de concentração, a partir do qual o sulfureto de hidrogénio poderá afectar a vida útil do motor.

Os principais processos de remoção de sulfureto de hidrogénio do biogás são (Wellinger A. L., 2009), (CEE, 2000):

- Passagem do biogás por granulado de óxido de ferro;
- Adição de cloreto férrico às lamas em digestão;
- Oxidação biológica com adição de ar ou oxigénio ao biogás;
- Biofiltro;
- Adsorção em carvão activado;
- Lavagem com água ou com hidróxido de sódio.

Um dos processos utilizados na remoção de sulfureto de hidrogénio consiste na passagem do biogás por uma coluna com meio de enchimento formado por aparas de madeira impregnadas em óxido de ferro hidratado, sendo este método comumente designado por esponja de ferro. O sulfureto de hidrogénio reage facilmente com óxidos e hidróxidos de ferro, formando sulfuretos de ferro. O meio de enchimento pode ser regenerado com ar, uma vez que o ar oxida o sulfureto de ferro, permitindo a recuperação do óxido de ferro e de enxofre elementar, sendo comum a instalação de duas colunas em paralelo, uma em funcionamento, para dessulfuração do biogás, e a outra para regeneração com ar. O enxofre elementar formado permanece na superfície do meio de enchimento, cobrindo as zonas activas do óxido de ferro, sendo necessário, após determinado número de ciclos de regeneração, a substituição do meio de enchimento (CEE, 2000).

De notar que este tratamento requer a presença de umidade e de uma temperatura mínima de 12°C. Em alternativa, pode recorrer-se a um tratamento químico através da adição de sais de ferro (como o cloreto férrico) às lamas a digerir, para que estes reajam com o sulfureto de hidrogénio gasoso e formem um sal de sulfureto de ferro. O doseamento de sais de ferro apresenta a vantagem de contribuir para a redução de odores e para melhorar a eficiência da etapa de desidratação de lamas (IEA, 2000). Porém, CCE (2000) refere que este é um método muito eficaz na redução de níveis elevados de H₂S, mas que não permite a obtenção de níveis reduzidos e estáveis de sulfídrico, compatíveis com usos mais exigentes.

A remoção biológica de gás sulfídrico do biogás por meio biológico baseia-se na sua oxidação por bactérias da família *Thiobacillus*, que, sendo microrganismos autotróficos, utilizam o dióxido de carbono do biogás para satisfazer as suas necessidades de carbono. Estas bactérias encontram-se no material de digestão, não sendo necessária a sua inoculação. Para que a oxidação microbiológica ocorra, dessulfurização, é necessário fornecer quantidades estequiométricas de oxigénio ao biogás, que podem representar 2 a 6%vol. de ar no biogás. Com a aplicação desta metodologia, o nível de H₂S poderá ser reduzido cerca de 95%, a níveis menores que 50 ppm (Appels, 2008).

A lavagem do biogás com água é um método físico de absorção, considerado apenas quando se pretende a remoção simultânea de CO₂. A utilização de uma solução aquosa de hidróxido de sódio (NaOH) tem por objectivo melhorar a eficiência do processo de lavagem, uma vez que o NaOH reage com o H₂S formando sulfureto de sódio (Na₂S) e hidrogenossulfureto de sódio (NaHS), ambos sais insolúveis (CEE, 2000).

5.3.4 Remoção de siloxanos

Siloxanos são moléculas orgânicas, formados por cadeias de três a oito átomos de silício, presentes em cosméticos, produtos de higiene pessoal, detergentes, lubrificantes, materiais de construção, etc. Estes compostos podem encontrar-se nas águas residuais urbanas e, durante a biodigestão das lamas, são libertados e volatilizados durante a degradação do material orgânico a altas temperaturas, implicando o enriquecimento do biogás com siloxanos. As concentrações típicas encontradas no biogás variam entre 30 e 50 mg/m³ com picos até 400 mg/m³.

Os siloxanos presentes no biogás, aquando da sua combustão, originam dióxido de silício ou sílica (SiO₂), principal componente do vidro, que se pode depositar e revestir o interior das câmaras de combustão e do sistema de exaustão de gases. Os depósitos de sílica provocam

abrasão, acelerando o desgaste da superfície dos motores, para além de se comportarem como um isolante térmico, contribuindo para o sobreaquecimento do motor (Wellinger A. P., 2009), (Appels, 2008).

A presença de siloxanos é difícil de detectar em análises quer às lamas, quer ao biogás, contudo, estudos recentes a ensaios analíticos revelaram que a extracção por GS-MS (Gas chromatography–mass spectrometry) é o método adequado para tal. Poderão, também, ser detectados pela presença de níveis elevados de sílica no óleo dos motores de cogeração (Appels, 2008).

Uma das técnicas para remoção de siloxanos é o recurso a refrigeração a baixas temperaturas (da ordem de 30°C negativos), seguida de adsorção em carvão activado (Appels, 2008), (Wellinger A. P., 2009). A refrigeração tem como objectivo reduzir a humidade presente no biogás, de modo a potenciar a adsorção dos siloxanos no carvão activado. Contudo, esta tecnologia é muito dispendiosa, quer pela energia exigida para o arrefecimento do biogás, quer pela substituição do carvão activado que, devido ao facto de não ser selectivo para siloxanos, colmata facilmente com a adsorção de outros compostos (Appels, 2008). Alguns estudos referem, também, a possibilidade de remoção de siloxanos através da absorção em solventes (Appels, 2008).

5.4 Transporte, armazenamento, compressão e queima de biogás

5.4.1 Transporte de biogás

A concepção do sistema de transporte de biogás deve atender às especificidades deste gás, nomeadamente no que respeita à variação de densidade e à eventualidade de se encontrarem, na mistura, componentes corrosivos.

Os principais parâmetros que regulam o dimensionamento do sistema de transporte são: o caudal, a pressão e temperatura máximas do fluido. No que respeita à temperatura, deverá considerar-se uma margem de segurança de 50%, relativamente à temperatura de estabilização. Para sistemas com compressão do biogás, deverá considerar-se o aquecimento provocado pelo aumento de pressão, que pode ser estimado pela equação 11 (CEE, 2000):

$$T_{saída} = T_{entrada} \cdot \frac{P_{saída}}{P_{entrada}} \quad \text{Equação 11}$$

No sistema de transporte podem ser utilizados materiais metálicos, como o aço inox, pela sua duração, ou polímeros, como o PVC, de instalação mais fácil e custo mais competitivo do que o

aço inox. Deverão ser previstos dispositivos de medição e monitorização como manómetros, caudalímetros, condensadores, corta-chamas, válvulas de sub e sobrepressão, válvulas de corte rápido e reguladores de pressão, para facilitar a operação e monitorização de todo o sistema, mas também para garantir a segurança da instalação (CEE, 2000).

5.4.2 Armazenamento de biogás

Na produção de biogás podem ocorrer variações significativas ao longo do dia, reflectindo a variação da carga orgânica afluyente. Assim sendo, é usual o armazenamento temporário num gasómetro, possibilitando uma maior flexibilidade na gestão da utilização. O armazenamento do biogás escusa a sua queima desnecessária, sempre que a produção for maior que as necessidades da instalação, além de evitar que a produção de energia eléctrica para consumo interno se concentre nos períodos do dia em que o custo de energia eléctrica adquirida à rede nacional é mais elevado, rentabilizando, assim, os recursos. Aliado ao facto de equalizar o fluxo de biogás, os gasómetros permitem uma homogeneização qualitativa do gás, proporcionando um caudal constante, ao sistema utilizador (CEE, 2000).

A capacidade de armazenamento pode variar de apenas algumas horas (geralmente 4 a 8 horas) até à capacidade total produzida diariamente. Os gasómetros podem ser de baixa, média ou alta pressão, em função da pressão de funcionamento, e podem estar acoplados ou ser exteriores ao digestor. A selecção do tipo de gasómetro mais adequado depende, essencialmente, da pressão necessária ao funcionamento dos sistemas utilizadores (CEE, 2000).

Nos gasómetros de baixa pressão, o biogás é mantido a uma pressão inferior a 50 mbar. O sistema mais comum consiste no armazenamento numa tela plástica flexível, exterior ao digestor, com configuração esférica ou de cilindro vertical ou horizontal. Os gasómetros de tela não conseguem, simultaneamente, alterar o seu volume e manter a pressão do gás constante, pelo que se torna necessário instalar ventiladores que promovam o transporte do biogás até ao equipamento de utilização. Em alternativa, o biogás pode ser armazenado num gasómetro de campânula rígida flutuante e basculante, acoplado ao digestor, que desliza sobre carris verticais ou helicoidais fazendo variar o volume em função da quantidade de gás armazenado. O biogás pode, ainda, ser armazenado na zona de gás no interior do digestor ou em telas plásticas flexíveis fixas à parede do digestor (CEE, 2000)

Ainda, segundo CCE (2000), nos gasómetros de média pressão, o biogás é mantido a pressões entre 10 e 20 bar, enquanto no armazenamento a alta pressão, o biogás é mantido a pressões até

350 bar. O armazenamento do biogás em pressão exige a remoção prévia de sulfureto de hidrogénio, prevenindo problemas de corrosão do sistema de compressão.

Os gasómetros de média e alta pressão são constituídos por tanques de aço. Note-se que o limite de compressibilidade do metano é de 150 bar, pelo que acima deste limite, a quantidade suplementar de gás introduzida num determinado volume, por aumento da pressão, decresce rapidamente.

5.4.3 Compressão do biogás

A compressão do biogás tem como objectivo (CEE, 2000):

- Reduzir o volume de armazenamento;
- Concentrar o conteúdo energético;
- Proporcionar a pressão necessária ao funcionamento dos equipamentos de conversão;
- Aumentar a pressão necessária para vencer a resistência ao transporte do gás.

Nos sistemas que utilizam biogás recirculado para a mistura e agitação do digestor, o biogás é comprimido para vencer a pressão introduzida pela altura de líquido no interior do reactor. Em instalações de maior dimensão, pode-se recorrer à compressão do biogás com o objectivo de reduzir a dimensão dos órgãos de armazenamento de biogás (gasómetro), ou para transportar e injectar o biogás numa conduta. Nas situações em que o biogás é utilizado como combustível de veículos automóveis, a compressão do gás confere a elevada densidade energética necessária para essa aplicação.

A compressão do biogás pode ser conseguida através de um compressor ou de um ventilador, dependendo do aumento da pressão pretendido. Qualquer que seja o tipo de equipamento utilizado, este deverá estar preparado para comprimir um gás combustível, inflamável e corrosivo. O biogás deverá ser sujeito a depuração prévia, que deverá incluir a sua desumidificação, assim como a remoção de sulfureto de hidrogénio (CEE, 2000).

5.4.4 Queima de biogás

As instalações de biogás deverão integrar um circuito de bypass entre o gasómetro e os equipamentos de cogeração, de forma a assegurar o desvio e subsequente queima do biogás sempre que qualitativamente não se adeque à valorização, ou quando os equipamentos de

cogeração, por motivos de manutenção quer preventiva, quer correctiva, se encontrem fora de serviço. O queimador (ou tocha na linguagem operacional) deverá ser automatizado e provido de chama piloto, bem como de um dispositivo anti-retorno de chamas com válvula anti-explosão.

O queimador deverá ser instalado a uma distância de segurança dos restantes equipamentos.

5.5 Segurança e prevenção

A estabilização anaeróbia das lamas e, principalmente, o transporte, armazenamento de biogás e a sua conversão em calor e electricidade são operações que apresentam um conjunto de riscos para os operadores de uma ETAR e para a própria instalação e meio envolvente.

A Portaria n.º 762/2002, de 1 de Julho, que estabelece o regulamento de segurança, higiene e saúde no trabalho na exploração de sistemas públicos de distribuição de água e de drenagem de águas residuais, identificando “as instalações de digestão de lamas e as de recuperação e armazenagem de biogás” como locais de trabalho potencialmente perigosos. Em 2003, foi transposta a Directiva ATEX 137 para o enquadramento legal interno, através do Decreto-Lei nº 236/2002, de 30 de Setembro, que visa a protecção da segurança e da saúde dos trabalhadores susceptíveis de exposição a riscos derivados de atmosferas explosivas (Simarsul, 2010). Os riscos mais significativos são:

- Incêndio e/ou explosão;
- Asfixia e/ou envenenamento;
- Corrosão e queimaduras;
- Doenças infecciosas devidas a exposição a agentes biológicos;
- Electrocussão;
- Afogamento.

Dos riscos supracitados, destacam-se os riscos de incêndio e/ou explosão e de asfixia e/ou envenenamento. Dado o volume de um digestor, é muito difícil garantir a sua mistura completa, o que pode conduzir à acumulação dos gases (CH_4 e H_2S) em bolsas no interior do digestor, devido às diferenças de densidade.

As misturas de sulfureto de hidrogénio e ar, em 4,3 a 45,5% do volume de H_2S , e de metano e ar, em 5,3 a 14% do volume de CH_4 , são explosivas. Ao metano está, ainda, associado o risco de asfixia (Portaria n.º 762/2002). A mesma Portaria estipula que não devem ser excedidas

concentrações de 10 ppm e de 30 ppm de H₂S para exposições diárias de 8 horas e de 30 minutos, respectivamente, e que nunca deve ser excedida a concentração de 50 ppm. Quanto ao CO₂, não devem ser excedidas concentrações de 5000 ppm e de 15000 ppm para exposições diárias de 8 horas e de 30 minutos, respectivamente, e nunca deverá ser excedida a concentração de 25000 ppm (Simarsul, 2010).

O risco de exposição a agentes bacteriológicos decorre do facto das lamas conterem uma carga bacteriológica que, através de salpicos e formação de aerossóis, pode contaminar os operadores, originando doenças infecciosas.

Os queimadores de biogás podem potenciar o risco de incêndio na envolvente, quando mal localizados ou na presença de condições climatéricas adversas (de vento, por exemplo). No sentido de minimizar este risco, a instalação deverá ser concebida tendo em vista uma distância de segurança dos gasómetros e do queimador aos restantes equipamentos, entre gasómetros e entre o queimador e os gasómetros.

O risco de electrocussão está associado à utilização de equipamentos electromecânicos (grupos electrobomba, agitadores, motores de combustão interna, turbinas, caldeiras, etc.) cujo mau funcionamento, mau isolamento ou deterioração poderão desencadear curto-circuitos e até conduzir à electrocussão dos operadores e/ou à deflagração de um incêndio. À manutenção preventiva e/ou correctiva dos digestores poderá estar associado o risco de afogamento.

No sentido de evitar e mitigar as situações de risco identificadas, deverão ser adoptadas medidas de prevenção (Simarsul, 2010):

- Aos colaboradores, deverão ser ministradas acções de formação específicas para conhecimento dos riscos e perigos a que estão expostos, dos procedimentos de segurança e o modo de funcionamento dos equipamentos de protecção disponíveis;
- Os locais de armazenamento de produtos químicos (como a cal), deverão ser dotados de ventilação natural ou forçada, e instalados equipamentos de protecção individual e colectiva como chuveiro de emergência com lava-olhos, luvas e óculos de protecção;
- Em locais onde existam riscos de incêndio ou explosão deverá ser proibido foguear ou accionar dispositivos eléctricos e electrónicos não específicos das instalações, devendo existir sinalização adequada;
- O acesso aos digestores deverá ser realizado por escadas que, quando fixas na vertical ou com grande inclinação, devem dispor de resguardos de protecção dorsal a partir de

2,5 m;

- As salas que albergam o sistema de cogeração deverão possuir características contra explosão, ser insonorizadas e possuir dispositivos de detecção dos gases tóxicos;
- Os trabalhos a realizar no âmbito da operação e manutenção dos digestores deverão decorrer garantindo a exaustão de gases;
- As equipas de operação e manutenção deverão dispor de equipamentos de detecção imediata de gases perigosos, como o sulfídrico;
- As instalações eléctricas deverão ser à prova de explosão, dotadas de armaduras antideflagrantes, de acordo com as exigências da Directiva ATEX n.º 94/9/CE do Parlamento Europeu e do Conselho, de 23 de Março;
- Os equipamentos mecânicos e electromecânicos, bem como o circuito de transporte de biogás (queimadores de biogás, válvulas, compressores de biogás, tubagens, etc.) deverão ser sujeitos a manutenção preventiva, com a regularidade recomendada pelos fabricantes;

6 COGERAÇÃO

6.1 Introdução

De acordo com o decreto-lei n.º 186/95, a cogeração é definida como sendo o processo de produção combinada de energia eléctrica e térmica, destinando-se ambas a consumo próprio ou de terceiros, com respeito pelas condições previstas na lei.

As formas de energia vulgarmente produzidas por sistemas de cogeração são a energia térmica e a energia mecânica, sendo a energia mecânica habitualmente convertida em energia eléctrica através de um gerador ou alternador.

A produção combinada de calor e de electricidade (Combined Heat and Power) é utilizada em diversas unidades industriais a nível mundial, nos mais variados sectores de actividade que pretendam uma aplicação útil para o calor, contribuindo para a colmatação das suas necessidades térmicas e eléctricas. A implementação de processos de cogeração tem vindo a ser estimulada através da produção de legislação e regulamentação, de incentivos económicos e de apoio financeiro à investigação.

Diversos autores defendem que uma exploração cuidada, que tenha em vista a minimização dos consumos energéticos sem prejuízo do desempenho da instalação, aliada à valorização energética do biogás produzido na estabilização anaeróbia de lamas, poderá tornar algumas ETAR auto-suficientes do ponto de vista energético, ou mesmo com balanço de energia positivo.

As tecnologias de produção combinada de energia térmica e eléctrica mais comuns são:

Tabela 8 – Principais tecnologias aplicadas à cogeração.

	Eficiência eléctrica: 25 – 40%
Grupo motor-gerador	Eficiência térmica: 50 – 55%
	Investimento moderado
Caldeira com gerador a vapor	Adequado para grandes instalações
	Menores eficiências que aos de grupo MG
Turbina a gás	Baixas potencias: 10 a 200 KW
	Eficiência eléctrica até 25%
	Eficiência térmica até 50%
	Investimento elevado
Pilhas de combustível	Eficiência eléctrica: 40 – 60%
	Tecnologia ainda em desenvolvimento.

Estes sistemas de cogeração diferem, essencialmente, nos rendimentos eléctricos e térmicos obtidos. Contudo, todos eles têm em comum um aproveitamento útil da energia primária (gás natural, biogás, fuel, etc.) de cerca de 85% (30% de energia eléctrica e 55% de energia térmica), registando-se cerca de 15% de perdas ou de ineficiência do processo. No entanto, a eficiência média de um sistema de cogeração é muito superior às eficiências associadas à produção de energia eléctrica numa central (36%) e à produção de calor numa caldeira (80%), que juntas perfazem um valor médio de apenas 58% (EDUCOGEN, 2001).

6.2 Produção de energia

A base de uma instalação de Cogeração é o equipamento que produz energia eléctrica e energia térmica a partir do biogás. Este equipamento caracteriza a instalação ou central de cogeração. Serão esses equipamentos abordados na presente secção.

6.2.1 Grupo motor-gerador

O biogás pode ser utilizado como combustível em motores alternativos, também denominados de combustão interna, cujo princípio de funcionamento é semelhante aos motores dos automóveis. Estes motores permitem a conversão da energia química contida nos combustíveis em energia mecânica, sendo depois convertida em energia eléctrica pela acoplagem de um gerador de corrente alternada (também designado por alternador) ao eixo do motor de combustão.

Parte da energia térmica emitida na conversão do biogás em energia mecânica pode ser recuperada, aumentando a eficiência global do processo de conversão do biogás para valores de cerca de 85%. O calor pode ser recuperado dos gases de escape do motor e da água quente proveniente do sistema de arrefecimento do motor e do óleo do motor. Na Figura 22 apresenta-se o princípio de funcionamento de um sistema de cogeração com recurso a um grupo motor-gerador.

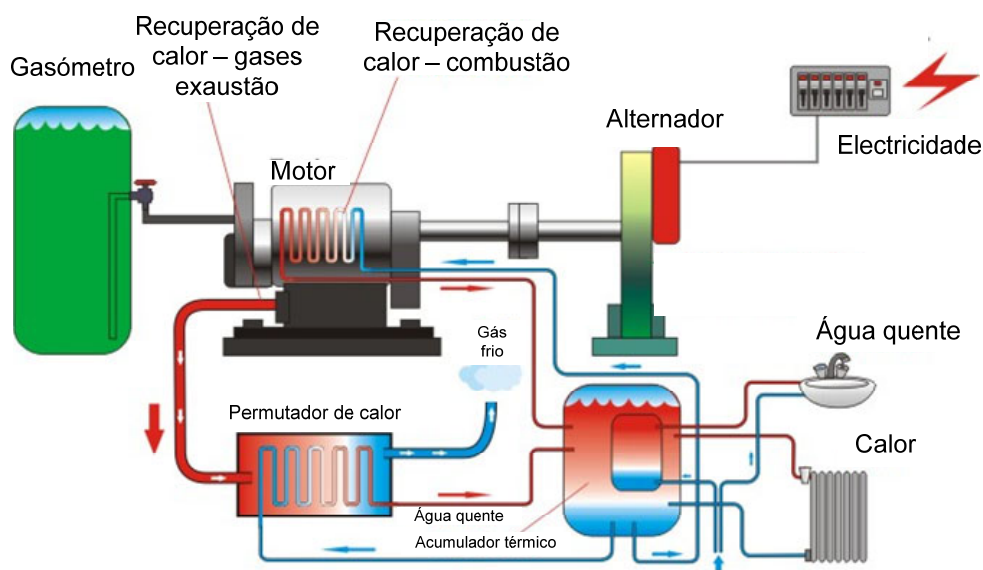


Figura 22 – Diagrama genérico do funcionamento de um grupo motor-gerador.

Este tipo de motores é habitualmente utilizada em instalações com potências da ordem dos 10 MW, embora possam ser encontrados alguns exemplos com consumos da ordem dos 20 MW ou mais.

Esta tecnologia apresenta, geralmente, um rendimento térmico superior às demais tecnologias, como turbinas a gás e vapor, embora também tenha graves restrições associadas à recuperação

de calor, face aos baixos níveis de temperatura.

A viabilidade de aplicação dos motores em cogeração é limitada aos casos em que o processo requer uma quantidade relativamente alta de calor a baixas temperaturas. A recuperação de calor dos óleos lubrificantes e do fluido de refrigeração dos turbos compressores é limitada para finalidades de aquecimento de água, que pode ser utilizada a nível doméstico, em processos de lavagem e na alimentação de caldeiras. Já os gases de escape/exaustão, com temperaturas de até 400 °C, representam a segunda fonte mais importante para a recuperação de calor de um motor (Smith, 2006). O calor destes gases pode ser aproveitado directamente ou então ser recuperado numa caldeira para produção de vapor.

Neste tipo de equipamento, o combustível é misturado com ar atmosférico na câmara de combustão, onde ocorre a combustão. A força expansiva dos gases de combustão provoca o movimento cíclico de um pistão num cilindro, produzindo assim energia mecânica. Este trabalho desenvolvido pelo motor é usado para accionar um gerador eléctrico, com vista à produção de energia eléctrica.

O modo de funcionamento de um motor de combustão Interna pode dividir-se em dois: os de explosão (ou motores de ciclo Otto) e os Diesel. A diferença básica entre o ciclo Otto e Diesel está na forma como ocorre a combustão. No ciclo Diesel, a combustão ocorre pela compressão do combustível na câmara de combustão, enquanto no ciclo Otto, a combustão ocorre pela explosão do combustível através de uma faísca na câmara de combustão. Ou seja, os princípios básicos são muito semelhantes aos usados nos motores tradicionais dos automóveis a gasolina e a gasóleo (e os Diesel) (CEE, 2000).

Os motores de combustão utilizam como combustível mais frequente o gás natural, mas procedendo a pequenas adaptações, também podem queimar biogás.

De um modo geral, a eficiência de conversão de biogás em energia eléctrica dos grupos motor-gerador varia entre 25 - 38%, relativamente à energia inicialmente presente no biogás. Os grupos com motores do ciclo Diesel, a funcionar a biogás, têm rendimentos cerca de 3 a 5% mais elevados que os equipados com motores de ciclo Otto a gás (CEE, 2000).



Figura 23 – Motor de combustão interna²⁷.

6.3 Caldeira com turbina a vapor

As turbinas a vapor são equipamento de combustão externa, isto é, os gases resultantes da queima do combustível não entram em contacto com o fluido de trabalho que se encontra no interior da máquina. Devido a este facto, apresentam uma flexibilidade em relação ao combustível a utilizar.

Na turbina a vapor, o fluido de trabalho é vapor de água sob alta pressão e alta temperatura (segundo o ciclo termodinâmico de Rankine), em que a energia mecânica resulta da vaporização e condensação alternadas da água. A caldeira produz vapor a alta pressão que é conduzido, através de uma turbina a vapor, transmitindo energia mecânica ao veio que, por sua vez, acciona o gerador produzindo energia eléctrica (UNEP, 2006).

Numa ETAR, as caldeiras de produção de vapor são alimentadas com biogás, podendo ser alimentadas com gás natural ou com gás propano, na ausência de biogás disponível em quantidade e/ou qualidade suficientes. Na Figura 24 apresenta-se o diagrama genérico de um sistema de cogeração com recurso a caldeira com gerador a vapor.

O vapor gerado pela caldeira encontra-se, de um modo geral, a uma temperatura de 400°C e a uma pressão de 42 bar, ou a uma temperatura de 480°C e a uma pressão de 63 bar. Quanto maior for a pressão do vapor turbinado, maior será o rendimento eléctrico do sistema. Contudo, dever-se-á procurar um compromisso entre a pressão óptima e os custos de investimento associados à

²⁷ (Simarsul, 2010)

aquisição da caldeira, que terá que ser de alta pressão.

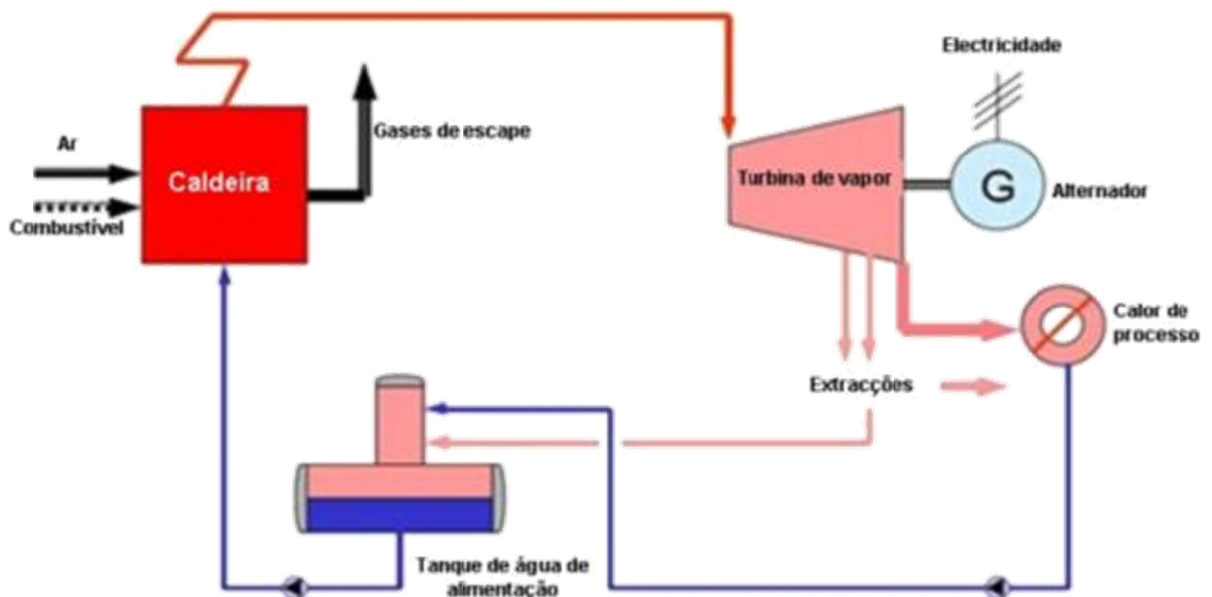


Figura 24 - Diagrama genérico de um sistema de cogeração por caldeira com gerador a vapor²⁸.

6.4 Turbina a gás

As turbinas a gás operam segundo o ciclo termodinâmico de Brayton. Neste ciclo, o ar atmosférico é comprimido, elevando a pressão, injectado para a câmara de combustão onde ocorre a mistura com combustível. Aí a mistura é inflamada por meio de queimadores. Ao sair da câmara de combustão, os gases, a alta pressão e temperatura (valores da ordem de 1200°C), expandem-se e, ao passar pela turbina, produzem trabalho mecânico no veio originando potência mecânica. A potência extraída através do veio da turbina é usada para accionar o compressor e o gerador de electricidade (UNEP, 2006), (Smith, 2006).

Tendo em vista o aumento do rendimento da turbina, é normal integrar no sistema um recuperador de calor (permutador de calor) que permite aproveitar o calor disponível nos gases de escape para aquecer o ar novo, comprimindo-o antes de este entrar na câmara de combustão ou, ainda, para o aquecimento das lamas em digestão. Os últimos desenvolvimentos tecnológicos apontam para a utilização de materiais cerâmicos nas secções quentes da turbina, o que permite o funcionamento a temperaturas mais elevadas e conduz a maiores rendimentos (Smith, 2006).

A designação turbina a gás aplica-se a um conjunto constituído por três equipamentos básicos:

²⁸ Adaptado de (UNEP, 2006)

compressor - que tem a função de aumentar a pressão do ar injectado para a combustão; câmara de combustão - onde ocorre a combustão da mistura ar-combustível; turbina – que converte a energia libertada pela combustão em potência mecânica, sendo composta por um rotor dotado de pás ligadas a um eixo que gira sobre um conjunto de mancais.

Na Figura 25 apresenta-se a representação genérica do funcionamento de um sistema de cogeração por turbina a gás.

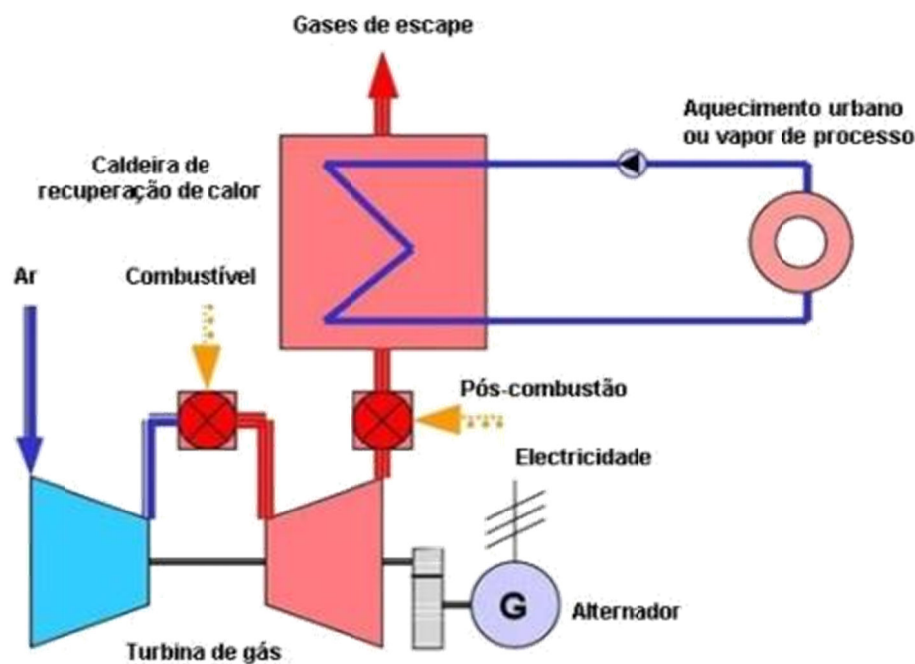


Figura 25 - Diagrama genérico de um sistema de cogeração por turbina a gás ²⁹.

6.5 Pilhas de combustível

As pilhas de combustível são compostas pela associação de várias células de combustível em série. As células de combustível são equipamentos estáticos que convertem a energia química, contida no combustível, directamente em energia eléctrica.

O princípio de funcionamento de uma célula de combustível é semelhante ao de uma bateria, na medida em que ambas produzem uma corrente eléctrica directa por intermédio de um processo electroquímico, sem que ocorra a combustão do combustível. A célula converte

²⁹ Adaptado de (UNEP, 2006)

hidrogénio e oxigénio em água, produzindo calor e electricidade, sem emissão de quaisquer poluentes atmosféricos (Smith, 2006).

As células de combustível são compostas por um ânodo e um cátodo porosos, cada um revestido num dos lados por uma camada catalisadora de platina, separados por uma membrana electrolítica. O ânodo é alimentado pelo combustível, enquanto o cátodo é alimentado pelo oxidante. O combustível, forçosamente a fonte de hidrogénio (como o metano), flui até ao ânodo, onde a platina actua como um catalisador para separar o gás em protões e electrões. A membrana electrolítica permite que somente os protões passem para o lado catódico da célula. Uma corrente externa promove a passagem dos electrões para o cátodo, cujo movimento produz uma corrente eléctrica. Os electrões retornam ao cátodo para se unirem aos átomos de hidrogénio e de oxigénio e formarem moléculas de água. As células de combustível são consideradas tecnologia de cogeração por produzirem, em simultâneo, energia eléctrica e água quente (CEEETA, 2001).

O rendimento eléctrico de uma pilha de combustível é superior ao que se obtém no caso dos motores de combustão interna, uma vez que, com estes últimos, a energia química contida no combustível sofre uma série de conversões até atingir a forma de energia eléctrica (química, térmica, mecânica, eléctrica), resultando em sucessivas perdas de energia. Segundo (Wellinger A. L., 2009), a eficiência de conversão eléctrica das pilhas de combustível é superior a 50%.

Numa pilha de combustível, durante o processo de conversão da energia química do combustível em energia eléctrica verifica-se a libertação de calor, o que implica que uma parte da energia química não é convertida em energia eléctrica. O aproveitamento do calor libertado, aumenta o rendimento global do processo.

Este tipo de equipamento de cogeração permite a produção combinada de calor e electricidade de uma forma mais limpa, sem emissão de ruído e poluentes atmosféricos.

6.6 Monitorização do processo de cogeração

Devido ao facto dos sistemas de cogeração produzirem simultaneamente electricidade e energia térmica, a eficiência do processo é medida e expressa de formas diferentes. A eficiência de um sistema de cogeração pode ser aferida por um conjunto de parâmetros, nomeadamente (EPA, Catalog of CHP Technologies, 2008):

1. Eficiência total do sistema;
2. Razão calor/trabalho produzido;
3. Factor de poupança de combustível;
4. Rendimento eléctrico equivalente;
5. Consumo específico equivalente.

A eficiência total do sistema de cogeração pode ser estimada com recurso à seguinte expressão:

$$\text{FUE} = \frac{E + Q}{C} \quad \text{Equação 12}$$

Onde:

FUE - factor de utilização de energia;

E - energia eléctrica produzida;

Q - energia térmica gerada;

C - energia primária (combustível) consumida.

Para a razão calor/trabalho produzido, temos:

$$Y = \frac{Q}{E} \quad \text{Equação 13}$$

Segundo EDUCOGEN (2001), esta razão apresenta valores típicos dependendo do sistema considerado, variando entre 0,5 e 0,8 para as turbinas a gás e entre 0,8 e 2,4 para os motores Diesel.

A quem gere um processo de cogeração interessa diminuir o custo da obtenção de energia eléctrica e térmica. Assim, é fundamental definir uma forma mensurável de comparar a cogeração com a produção individual de calor e electricidade. Essa comparação pode ser efectuada a partir do factor de poupança de combustível, também designado por FESR (fuel energy saving ratio, ou apenas por fuel savings). Esse factor representa a diferença entre a energia do combustível que seria gasta na produção separada de calor e electricidade e a energia que é gasta no sistema de

cogeração, reflectindo a poupança de combustível que pode ser alcançada pelo processo e pode ser obtido pela equação (EPA, Catalog of CHP Technologies, 2008):

$$\text{FESR} = 1 - \frac{C}{\frac{E}{\eta_E} + \frac{Q}{\eta_C}} \quad \text{Equação 14}$$

Este parâmetro atinge um máximo quando a razão calor/trabalho se aproxima de *um* (EPA, Catalog of CHP Technologies, 2008).

O rendimento eléctrico equivalente (REE) da instalação de cogeração deve ser superior a um valor de referência do rendimento de produção de electricidade (η_E), e pode ser estimado a partir da equação (EPA, 2008):

$$\text{REE} = \frac{E}{C + \frac{Q}{\eta_C}} \quad \text{Equação 15}$$

Onde η_C representa o rendimento térmico do processo, obtido pelo rácio Q/C.

A legislação vigente que estabelece as disposições relativas à actividade de co-geração, Decreto-Lei n.º 538/99, de 13 de Dezembro, com as alterações introduzidas pelo Decreto-Lei n.º 313/2001, de 10 de Dezembro, estabelece que, em Portugal, as instalações de co-geração devem verificar a seguinte condição:

$$\text{REE} = \frac{E}{C - \frac{T}{0,9 - 0,2 \cdot \frac{CR}{C}}} \geq 0,55 \quad \text{Equação 16}$$

Onde:

E - energia eléctrica produzida anualmente pelo cogrador, excluindo os consumos nos sistemas auxiliares internos de produção energética;

T - energia térmica útil consumida anualmente a partir da energia térmica produzida pela cogrador, excluindo os consumos nos sistemas auxiliares internos de produção energética;

C - energia primária consumida anualmente na instalação de cogeração, avaliada a partir do poder calorífico inferior dos combustíveis e outros recursos utilizados;

CR - equivalente energético dos recursos renováveis ou resíduos industriais, agrícolas ou

urbanos consumidos anualmente na instalação de cogeração.

0,55 para as instalações utilizando como combustível gás natural, gases de petróleo liquefeitos ou combustíveis líquidos, com excepção do fuelóleo;

6.7 Análise comparativa entre tecnologias

A produção combinada de calor e electricidade em ETAR só se revela técnica e economicamente praticável em instalações que tratem um caudal de água residual superior a 18900 m³/dia, dimensionada para 95 000 e.p. (admitindo uma capitação de 200 dm³/e.p./d). Contudo, a viabilidade económica de um sistema de cogeração depende do custo energético (EPA, Catalog of CHP Technologies, 2008). As tabelas seguintes apresentam o resumo da informação relativa às características, vantagens e desvantagem de cada tecnologia referida.

Tabela 9 - Resumo das tecnologias de produção combinada de calor e electricidade³⁰.

Tecnologia	Vantagens	Desvantagens	Capacidades
Grupo motor-gerador	Alta eficiência com flexibilidade de operação; Rapidez no arranque; Baixo investimento; Facilidade de operação; Opera a baixas pressões.	Elevados custos de manutenção; Limitado a baixas temperaturas de aplicação de cogeração; Elevado níveis de emissões atmosféricas; Necessita sempre de arrefecimento; Elevado níveis de ruído.	< 5MW
Caldeira com gerador a vapor	Alta eficiência; Pode ser utilizado qualquer tipo de combustível; Durabilidade; Razão trabalho/calor produzido pode variar; Capacidade de obtenção mais do que um set-point de temperatura	Arranque do equipamento lento; Baixo rácio trabalho/calor	50 kW a 250 MW
Turbina a gás	Alta rentabilidade; Baixas emissões de GEE; Elevada capacidade térmica disponível; Não necessita arrefecimento.	Requer altas pressões; Baixa eficiência com pouca alimentação; Falha no output com a diminuição da temperatura ambiente.	500 kW a 250 MW
Pilhas de combustível	Nível de emissões atmosféricas muito baixo; Silencioso a operar; Elevada eficiência; Design modular;	Custos elevados; Baixa durabilidade e potência; Necessidade de processamento do combustível, com excepção da utilização de hidrogénio puro.	5 kW até 2 MW

³⁰ (EPA, 2008)

Tabela 10 - Principais características de desempenho das tecnologias de cogeração³¹.

Indicadores	Grupo motor-gerador	Caldeira com gerador a vapor	Turbina a gás	Pilhas de combustível
Potencia (MWe)	0,01 - 20	0,5 – 500	0,25 – 250	0,005 – 2
Razão C/E	0,5 – 3	3 – 10	1,5 – 5	0,5 – 1
Rendimento eléctrico (%)	22 – 45	15 – 38	22 – 42	30 – 63
REE (%)	70 – 80	75	50 – 70	55 – 80
Rendimento global (%)	65 – 92	80	95 – 85	55 – 80
Pressão do combustível (psig)	1 - 45	-	100 – 500	0,5 – 45
Tempo de arranque	10 s	1 h – 1 d	10 min – 1 h	3 h – 2 d
Custos aproximados (€/kWh)	0,006 – 0,015	0,003	0,003 – 0,015	0,022 – 0,026

Numa instalação com estabilização anaeróbia em regime mesofílico, verifica-se que o sistema de cogeração por pilhas de combustível é o que produz maior quantidade de energia eléctrica (cerca de 286 kW), bem como calor suficiente para o aquecimento das lamas à temperatura exigida pelo processo; Contudo, a quantidade de calor recuperada não é suficiente para satisfazer as necessidades caloríficas de um digestor anaeróbio operado em regime termofílico;

Os sistemas de cogeração mais comuns em ETAR, micro-turbinas e motores de combustão interna, permitem a produção de, respectivamente, 186 kW e 199 kW de energia eléctrica, e mais do dobro da energia térmica recuperada com o sistema por pilhas de combustível, provando serem os sistemas mais indicados para as instalações com biodigestão em regime termofílico.

Com base na referida análise comparativa, a EPA considera que o sistema de cogeração por micro-turbina será mais adequado a instalações com um caudal afluente superior a 25 700 m³/d, o sistema por pilhas de combustível será o mais apropriado para instalações com caudal superior a 40 500 m³/d, enquanto o sistema de cogeração por motor-gerador será o indicado para as instalações de maior dimensão, com caudal efluente superior a 156 700 m³/d (EPA, 2007).

³¹ (EPA, 2008)

7 CASO DE ESTUDO 1

Diversos são os estudos já realizados onde se definem parâmetros teóricos óptimos para o funcionamento da biodigestão de lamas e a valorização energética do biogás daí resultante. Os valores até agora apresentados são teóricos, retirados de literatura e consequentes de projectos de investigação realizados. Estes valores serão tidos como referencia no estudo descrito de seguida e na avaliação do desempenho da estação de tratamento de águas residuais.

7.1 Caracterização da ETAR

A ETAR de Sesimbra situa-se dentro do Porto de Abrigo de Sesimbra, foi construída em 1999, entrando em fase de arranque em 2000. Esta instalação está sob gestão da SIMARSUL - Sistema Integrado Multimunicipal de Saneamento de Águas Residuais da Península de Setúbal, S.A., que tem como objectivo a recolha, tratamento e rejeição dos efluentes gerados em 8 dos 9 municípios que integram a Península de Setúbal: Alcochete, Barreiro, Moita, Montijo, Palmela, Seixal, Sesimbra e Setúbal.



Figura 26 - Vista da ETAR de Sesimbra.

A ETAR está inserida no Subsistema de Sesimbra que inclui, além desta infra-estrutura, cerca de

10 km de emissários e condutas elevatórias e 2 Estações Elevatórias. A infra-estrutura tem capacidade para, no ano horizonte de projecto, efectuar o tratamento de 6000 m³/dia de águas residuais urbanas, correspondendo a cerca de 30000 habitantes equivalentes.

O efluente tratado é descarregado no Oceano Atlântico através de um emissário com 800 m numa “zona menos sensível”, segundo o Decreto-Lei 198/2008, 8 de Outubro.

Devido às características do meio receptor e à reutilização da água tratada, o efluente é sujeito a desinfecção para assegurar uma boa qualidade microbiológica. A vila de Sesimbra é um ponto turístico de grande interesse e como consequência, nos meses de Verão, o caudal tem um incremento de, aproximadamente, 80%.



Figura 27 - Representação do subsistema de Sesimbra.

A ETAR de Sesimbra foi dimensionada para um horizonte de projecto (HP) de 15 anos e, apesar de ser uma zona turística, o dimensionamento da instalação não teve em conta alturas de “época baixa” e “época alta”.

Tabela 11 - Parâmetro de dimensionamento da ETAR de Sesimbra.

Parâmetros de dimensionamento	Ano 0	HP
População servida	18.000	30.000
Caudal de dimensionamento (m ³ d ⁻¹)	2.720	6.000
Caudal de dimensionamento hidráulico ponta (m ³ d ⁻¹)	432	864
CBO ₅ (mg O ₂ L ⁻¹)	357	270
SST (mg L ⁻¹)	596	450
Óleos e Gorduras	66	50

No ano de 2009 o caudal médio tratado foi cerca de 2 850m³d⁻¹, em 2010 foi 3 121 m³d⁻¹, e em 2011, 3 130 m³d⁻¹.

7.2 Processo de tratamento

A ETAR foi projectada de forma a garantir elevada qualidade do produto final, ou seja, do efluente final. Dada a sua localização, a proximidade com zonas de lazer e balnear tornou-se imperativo encontrar uma solução que garantisse a manutenção da qualidade da água balnear. As contingências a nível de espaço devidas, não só à relativa exiguidade da área disponível, como ao facto de grande parte da estação ser construída em aterro, logo, em terrenos ganhos ao mar, levaram o Consórcio a procurar soluções o mais compactas possíveis para os órgãos da linha líquida sem, como é óbvio, prejudicar minimamente a qualidade do efluente final.

Os valores máximos considerados para a qualidade do efluente final são os constantes na LD, nomeadamente (Simarsul S. , 2007) (Simarsul S. , 2006):

Tabela 12- Qualidade mínima exigida do efluente tratado na ETAR de Sesimbra.

Parâmetros	Valores máximos
SST (mg L ⁻¹)	35
CBO5 (mg O ₂ L ⁻¹)	25
CQO (mg O ₂ L ⁻¹)	125
Óleos e Gorduras (mg/L)	15

As Memórias Descritivas da instalação, Empreitada de Concepção/Construção e Reformulação

e Beneficiação da ETAR) serviram de base para a descrição genérica seguinte.

7.2.1 Linha líquida

A ETAR de Sesimbra tem em funcionamento um processo de tratamento constituída por três etapas de tratamento na fase líquida:

- Tratamento preliminar e primário através de um órgão compacto, o SEDIPAC 3D®;
- Tratamento secundário através do processo de biofiltração (Biofor®);
- Desinfecção por radiação Ultra Violeta (UV);

O afluente à instalação é direccionado à obra de entrada, sendo distribuído pelos canais em funcionamento (2 + 1). No final de cada canal existe um tamisador. O efluente irá sofrer uma tamisagem com vista à remoção dos detritos que se encontram com abundância numa água residual urbana. Após operação, o efluente é encaminhado para um órgão compacto, o SEDIPAC 3D® que combina num único órgão as operações de desarenação, desengorduramento e decantação lamelar acelerada. As lamas decantadas são raspadas por intermédio da ponte raspadora de fundo para uma fossa central, a partir da qual são extraídas por intermédio de grupos electrobomba, que as enviam para o tanque de mistura de lamas.

De seguida, o efluente é encaminhado para as caixas de admissão aos biofiltros onde ocorre o tratamento secundário. O sistema de biofiltração é constituído por duas etapas, a primeira por quatro Biofor C e a segunda por dois Biofor C+N. Estes, em conjunto asseguram a remoção da poluição carbonácea e a nitrificação do azoto amoniacal. O BIOFOR® é um reactor biológico de patente DEGRÉMONT, com bactérias fixas sobre uma monocamada de material granular, em leito fixo imerso, com fluxos de ar e de água em co-corrente ascendente.

A água a tratar, admitida na base do filtro, é equi-repartida à superfície do fundo falso por intermédio de ralos de fundo (“buselures”). O ar de processo, quando necessário, é distribuído por um sistema independente constituído por uma rede de difusores, instalada no interior da camada de suporte (gravilha) do meio filtrante, o qual é constituído por um material granular adaptado, denominado BIOLITE. A água e o ar atravessam, de seguida, o leito de BIOLITE e a água tratada é recolhida por descarregador na parte superior.

A poluição carbonácea à saída do tratamento primário encontra-se, principalmente, sob a forma solúvel e coloidal (aproximadamente 2/3). A sua eliminação resulta da conjugação dos

fenómenos de adsorção, de hidrólise e de metabolização pelo biofilme fixo no reactor. O biofilme depurador forma um ecossistema, constituído essencialmente por bactérias heterotróficas e por protozoários.

A nitrificação é a transformação biológica aeróbia da amónia (NH_4^+) em nitratos (NO_3^-), realizada por bactérias autotróficas: bactérias que empregam unicamente o carbono mineral para assegurar as necessidades do seu metabolismo. A nitrificação efectua-se em duas etapas asseguradas por bactérias específicas : nitrificação (principalmente *Nitrosomonas*) e nitratação (principalmente *Nitrobacter*)

A sua taxa de crescimento é lenta e consideravelmente influenciada pela temperatura e pelo pH.

Por outro lado, o carbono orgânico é, indirectamente, um factor limitante da nitrificação. De facto, este carbono é utilizado pelas bactérias heterotróficas, cuja taxa de crescimento é muito superior à das bactérias nitrificantes. Assim, ocorre uma competição entre os dois tipos de populações bacterianas, sempre em detrimento das autotróficas. A nitrificação será tanto mais eficaz quanto maior tenha sido a eliminação do carbono.

Nesta ETAR, aquando da sua concepção, apenas se pretendia a remoção da poluição carbonácea biodegradável dissolvida e das matérias particuladas. No entanto, devido a limitações de ordem hidráulica, não foi possível assegurar o tratamento apenas numa etapa de biofiltração, foi necessário separá-lo em duas etapas: uma em BIOFORS tipo C e outra em BIOFORS tipo C+N.

Os BIOFORS C asseguram um primeiro grande desbaste na poluição carbonácea biodegradável dissolvida e matérias particuladas. Os BIOFORS C+N asseguram o completamento da remoção da poluição carbonácea biodegradável dissolvida e matérias particuladas e, complementarmente, a nitrificação de parte do azoto amoniacal. O advento da nitrificação é inevitável, dado já existir pouco carbono orgânico à entrada dos BIOFOR C+N. Por outro lado, os nitratos produzidos são bem menos poluentes do que o azoto amoniacal, o que resulta numa mai-valia para o processo de tratamento.

Depois do tratamento biológico o efluente é sujeito a uma desinfecção por UV, constituído por seis módulos, com estrutura de aço inox, que suportam 40 lâmpadas cada um, instalados verticalmente em canal aberto, imersos no efluente a desinfectar. A desinfecção por raios ultravioletas, no comprimento de onda de 253 nm, tem a propriedade de destruir os microrganismos por ruptura das cadeias de ADN portadoras da informação genética.

O efluente desinfectado dá entrada num canal no qual está instalado um descarregador tipo

“Parshall”. Um medidor de nível ultra-sónico associado a um processador / transmissor permite transformar o sinal de nível a montante do “Parshall” em valores de caudal.

Existe ainda uma cisterna de água desinfectada (40m³) que representa uma reserva de água desinfectada para ser utilizada para irrigação dos espaços verdes, lavagem das redes viárias da estação e das viaturas ou para qualquer outra necessidade de água não potável, incluindo a alimentação da cascata.

7.2.2 Linha de lamas

Foram descritos, até este ponto, os processos que permitem o cumprimento das normas de descarga das águas residuais. Porém, daqui advêm subprodutos, denominados lamas, tanto primárias como secundárias.

Relativamente a estas lamas, poder-se-á afirmar que estas apresentam um determinado valor, tanto do ponto de vista energético, como do valor intrínseco do produto, sendo o seu conteúdo, em carbono, azoto e fósforo, assimilável pelas plantas. O seu tratamento admitirá uma fase de valorização energética, que assegura igualmente a sua estabilização, e numa fase final, a reutilização (valorização agrícola).

Em primeiro lugar, é assegurada a sua concentração, que é realizada por espessamento estático (gravítico). Com efeito, ao contrário das lamas biológicas de arejamento prolongado, as lamas biológicas formadas nos BIOFOR são muito bem decantáveis, espessando igualmente com facilidade. Daí que não represente qualquer problema, antes sendo vantajoso, enviá-las para os decantadores primários e extraí-las em conjunto com as lamas primárias para o espessador, onde se assegura um rendimento de captação de sólidos suspensos totais (SST) de cerca de 95%.

As lamas espessadas são depois enviadas para o digestor onde ocorre o processo de estabilização anaeróbia, em órgãos de construção em betão, cilíndricos, de fundo cónico e de cobertura fixa em betão armado. A agitação das lamas é efectuada através de uma injeção central do gás. O sistema de aquecimento de lamas é um "sistema exterior" por recirculação das lamas em permutadores de calor do tipo espiral. A alimentação de água quente é efectuada a partir de uma caldeira do sistema de cogeração.

O digestor anaeróbio encontra-se em equilíbrio de pressão com um gasómetro esférico de dupla membrana por uma rede equipada com válvulas de pressão-depressão, corta-chamas e potes de purga.

Depois de estabilizadas, as lamas são desidratadas por centrifugação e armazenadas em dois silos. A matéria seca preconizada é de 25% e as lamas são posteriormente enviadas para o destino final, neste caso, compostagem.

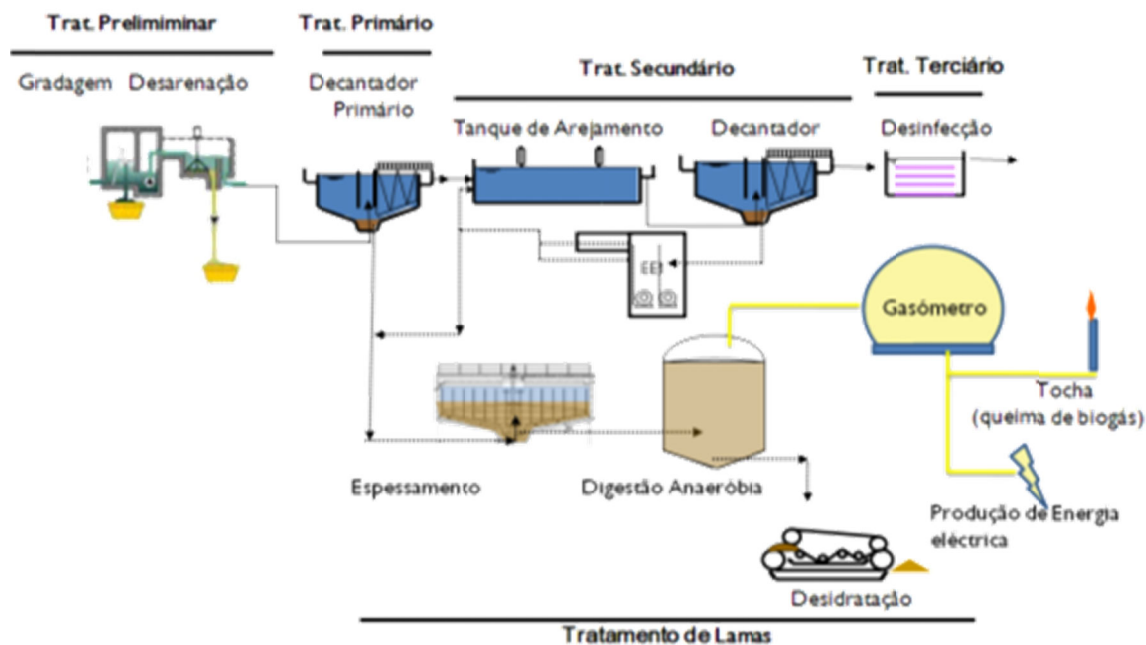


Figura 28 - Diagrama do processo de tratamento realizado na ETAR de Sesimbra.

7.3 Processo de biodigestão de lamas

Na ETAR de Sesimbra estão instalados dois digestores, funcionando em paralelo, com um tempo mínimo de retenção total de 21 dias e uma carga de sólidos voláteis inferior ou igual a 2,5 kg MV/dia.m³, que asseguram uma boa digestão e um rendimento de destruição das matérias voláteis igual ou superior a 40%.



Figura 29 - Digestores anaeróbios

As características de dimensionamento dos digestores são as constantes na tabela seguinte:

Tabela 13 - Parâmetros de dimensionamento dos digestores.

Parâmetros	Valor
Diâmetro	11 m
Altura cilíndrica	6,3 m
Volume unitário	600 m ³
Carga MV máxima	≤ 2,5 kg MV/m ³ .d
% Eliminação de MV na lama digerida	≥ 40%
Unidades	2

A produção de biogás, com cerca de 60-65% de CH₄, é de 0,9 m³/kg de matéria volátil digerida, tendo este biogás um valor energético de 6396,5 kWh/m³

7.3.1 Agitação/mistura das lamas

A agitação é efectuada por um feixe central de canas de injeção de gás, alimentado por compressores a palhetas. No interior do digestor, o biogás é uniformemente distribuído através de 4 tubagens igualmente espaçadas. Uma válvula de segurança pressão/depressão, instalada na superfície superior do digestor, é automática e instantaneamente accionada, caso as pressões

internas no tanque metanizador ultrapassem os 35 mbar.

Todo o biogás produzido no processo de digestão, antes de ser aproveitado, passa antes por potes de purga de condensados (Figuras 30 e 31), que têm como objectivo a retenção de condensados, por meio de passar o gás por uma coluna de água.

Para detecção de fugas de biogás, encontram-se instalados explosímetro junto aos potes de purga, na sala dos compressores e na sala da caldeira.



Figura 30 -- Potes de purga



Figura 31 - Poço de condensados

7.3.2 Aquecimento das lamas

O funcionamento do processo de digestão necessita que a temperatura de reacção varie entre 35º e 37ºC (fermentação mesofílica). Três grupos electrobomba aspiram as lamas na base dos digestores, fazendo-as passar pelos permutadores de calor. Após o aquecimento, as lamas são reenviadas aos digestores, sendo misturadas com as lamas frescas. A alimentação de água quente é efectuada a partir de uma caldeira ou pelos grupos de cogeração, ambos os sistemas funcionando a biogás.



Figura 32 – Sala de aquecimento e permutador de calor

A recirculação de água quente é efectuada por meio de três grupos electrobomba, para circulação forçada entre a caldeira/cogrador e o permutador de calor.



Figura 33 - Caldeira e cogrador

7.4 Processo de cogeração

O digestor anaeróbio encontra-se em equilíbrio de pressão com um gasómetro esférico de dupla membrana por uma rede equipada com válvulas, tal como supracitado. O reservatório apresenta-se sob a forma de invólucro flexível de geometria semi-esférica (membrana exterior),

ligada à sua parte equatorial a uma estrutura pressurizada com a mesma geometria (membrana interior), com um volume de 100 m³. O biogás passa pelo gasómetro, para o manter sempre cheio, e o excesso passa por um pote de purga antes de ser encaminhado para a tocha de queima de biogás.



Figura 34 - Gasómetro e tocha instalados na ETAR de Sesimbra.

O destino final do biogás não é a queima do biogás na tocha mas sim a de servir como fonte de alimentação para o sistema de aquecimento das lamas ou, preferencialmente, para a produção de energia eléctrica através da cogeração, processo no qual também está inserido o aquecimento da lama digerida. Os principais equipamentos que compõem o sistema de cogeração da ETAR de Sesimbra são os seguintes:

- Grupos de cogeração com uma potência eléctrica de 60 kW (Figura 35);
- Refrigeradores industriais (instalados na cobertura do edifício, ver Figura 35);
- Radiadores (instalados na cobertura do edifício) – a vermelho, na Figura 35;
- Dessulfurizador (Figura 35);
- Booster para biogás (Figura 35).



Motores de cogeração



Booster



Dessulfurizador



Refrigeradores e Radiadores

Figura 35 - Equipamentos integrantes do sistema de cogeração da ETAR de Sesimbra.

O biogás proveniente do gasómetro, passa pelo dessulfurizador, a fim de remover o gás sulfídrico, sendo encaminhado para os motores de cogeração.

De forma a manter constante a pressão de alimentação do biogás nos grupos de cogeração, estão instalados compressores de biogás ou Booster, situados a montante dos mesmos.

A energia térmica produzida é utilizada para aquecimento das lamas em digestão, otimizando a produção de biogás, ou é dissipada através dos refrigeradores, em caso de excesso de calor no processo.

Cada grupo de cogeração apresenta um consumo de biogás, à plena carga, de 30,3 m³/h, o que corresponde a uma capacidade de 727,2 m³/dia, admitindo um tempo de funcionamento diário de 12 horas.

Os equipamentos estão instalados na sala anexa ao edifício de aquecimento das lamas, de modo a albergar os motores de cogeração.

Na tabela seguinte, apresentam-se as características fundamentais do sistema de cogeração e dessulfurização instalados.

Tabela 14 - Características fundamentais dos cogerador e do dessulfurizador.

	Parâmetros	Dados
Cogerador	Marca	TURBOMAR
	Motor	VALMET+STANDFORD
	Balço de energia	biogás: 65% CH ₄ (PCI 22300 kJ/m ³)
	Consumo nominal do gás	45 m ³ /h
	Potência mecânica	65 kW (34,6%)
	Potencia térmica	60 kW (31,9%)
	Unidades	2
Dessulfurizador	Modelo	Gts-GTP-150-Ø168
	Capacidade de refrigeração máxima	5,1 kWt
	Eficiência de remoção de H ₂ S	> 90%
	P _{absorvida}	2,1 kWe

7.5 Plano de monitorização e controlo analítico

7.5.1 Laboratório de Controlo de Processo da SIMARSUL

A monitorização das águas residuais consiste num conjunto de acções de avaliação da qualidade das águas residuais no sentido de acompanhar a eficácia do processo de tratamento que decorre nas ETAR, assim como averiguar o seu impacte no meio receptor. (No anexo I, consta a caracterização do laboratório de Controlo de Processo (LCP) da Simarsul.)

Para a elaboração do plano de monitorização foi necessário ter em conta os seus objectivos para que sejam definidos os locais de amostragem, periodicidade e os parâmetros a analisar.

As análises para controlo do processo são efectuadas no Laboratório de Controlo de Processo da Simarsul (LCP) que emite os resultados utilizados para a realização do controlo do processo.

Uma vez que o laboratório da SIMARSUL não é acreditado, as determinações analíticas que aí são realizadas têm um especial relevo no controlo do processo, favorecendo um acompanhamento em tempo útil dos parâmetros de qualidade que permitem aos Responsáveis dos Subsistemas (RSIS) ajustar as variáveis operacionais do tratamento, de modo a obter uma água tratada que cumpra os critérios de qualidade exigidos pela legislação vigente.

Assim, são efectuadas amostragens compostas e pontuais em diversos pontos do processo de tratamento realizado nas ETAR constituintes da SIMARSUL (27 estações de tratamento). As amostragens e a sua periodicidade, são definidos em função das Licenças de Descarga (LD) respeitantes a cada infra-estrutura e dos valores limite de descarga e emissão.

Foram definidos três dias por semana para a realização da amostragem nas diversas ETAR, sendo o planeamento semanal e mensal. Na ETAR de Sesimbra, a amostragem é efectuada semanalmente e, em casos de alterações processuais ou ocorrências extraordinárias, são colhidas amostras e encaminhadas para o LCP, independentemente do dia da semana, onde são realizadas as análises consideradas imprescindíveis para ajustamento de variáveis de operação da instalação. Os resultados analíticos são validados e comunicados ao RSIS logo que se encontrem disponíveis (normalmente no dia seguinte ou, em situações de urgência, no próprio dia). No ano de 2009 foram realizadas 21 016 determinações analíticas, em 2010, 22 810 e em Junho de 2011 contava já com 11 996, sendo que as referentes à ETAR de Sesimbra representaram cerca de 7% dos totais.

Sempre que se considera conveniente, o plano de monitorização do processo é alterado, sendo a frequência mais elevada, caso se verifique o agravamento da qualidade do produto ou subprodutos, ou no arranque do processo, após obras nas instalações, de forma a aferir a eficiência dos processos.

Os ensaios conducentes à verificação da conformidade com os VLE, fixados nas licenças de descarga respeitantes a cada estação de tratamento, são realizados por laboratório acreditado para o efeito ou por laboratórios que participem em programas de controlo de qualidade gerido pelo laboratório nacional de referência, nos termos do Decreto-Lei nº 234/93, de 2 de Julho.

Assim sendo, a SIMARSUL procede à colheita das amostras, de acordo com o Plano de Monitorização para a Verificação da Conformidade, e à conservação das amostras. As amostras são posteriormente transportadas para um laboratório externo contratado, onde são efectuadas as análises. Neste laboratório são seguidos os “métodos analíticos de referência”, definidos no Decreto-Lei nº 236/98, de 1 de Agosto, muitos dos quais correspondem aos métodos referidos no

"Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 21ª Edição.

7.5.2 Amostragem

Os pontos de amostragem, parâmetros analisados e frequência analítica quer da fase líquida, quer da sólida, estão indicados nas tabelas seguintes:

Tabela 15 - Plano de monitorização de controlo de processo – fase líquida

Parâmetros	Afluente bruto	Saída DP	Biofor C	Entrada UV	Efluente final
pH	S	-	-	-	S
SST	S	S	S	-	S
SSV	S	-	S	-	-
CBO5	S	S	S	-	S
CQO	S	S	S	-	S
Azoto Amoniacal	M	-	-	-	M
Nitratos	M	-	-	-	M
Nitritos	M	-	-	-	M
Azoto total	M	-	-	-	M
Fósforo total	M	-	-	-	M
Óleos e Gorduras	M (*)	-	-	-	M (*)
Coliformes Totais	M (*)	-	-	M (*)	M (*)
Coliformes Fecais	M (*)	-	-	M (*)	M (*)

Legenda:

S – Recolha Semanal

M - Recolha Mensal

(*) – Determinação em laboratório externo

Tabela 16 - Plano de monitorização de controlo de processo – fase sólida

Parâmetros	Lamas mistas	Saída espessador	Saída digestor	Lamas desidratadas
Matéria Seca	S	S	S	S
Matéria Volátil	S	S	S	S
pH		S	S	
CQO		Q	Q	
Azoto total		Q	Q	
Azoto Amoniacal		Q	Q	
Nitratos		Q	Q	
Ácidos Gordos	-	-	Q (*)	-
Alcalinidade	-	-	Q (*)	-

Legenda:

S – Recolha Semanal

Q -Recolha quinzenal

(*) – Determinação em laboratório externo

As colheitas realizadas no afluente bruto e no efluente final, as amostras são do tipo compostas, ou seja, são efectuadas num período de 24 horas, recorrendo a um amostrador automático. Nos restantes pontos de amostragem as colheitas são pontuais.



Figura 36 - Amostradores automáticos.

Relativamente à fase sólida, todas as colheitas efectuadas são pontuais, com excepção das

lamas desidratadas para verificação dos Decretos-Lei nº 276/09 e nº 173/09, cujo procedimento respeita o exigido nos documentos legais citados.

A recolha da amostra de lamas espessadas efectua-se por meio da torneira existente nas bombas, na tubagem de compressão, em torneira própria para o efeito, localizada sobre o poço de bombagem do Espessador. A amostragem realiza-se quando as bombas se encontram em funcionamento.



Figura 37 - Recolha pontual de lamas espessadas

O ponto de recolha das lamas digeridas localiza-se na tubagem de lamas a desidratar, em torneira própria para o efeito, situada na tubagem de aspiração das bombas.

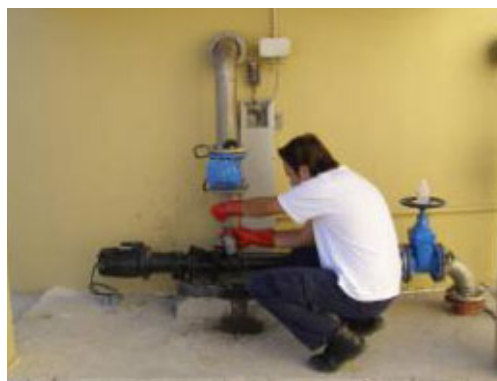


Figura 38 - Recolha pontual de lamas digeridas

7.5.3 Procedimento de amostragem

As amostras pontuais são colhidas manualmente e a qualidade de cada amostra é representativa somente do local e instante em que foi colhida. A recolha é auxiliada de um balde e a quantidade de amostra tem que ser suficiente para o enchimento de todos os recipientes necessários. Devem lavar-se todos os recipientes de recolha de amostras com a amostra antes do seu enchimento definitivo. Os recipientes de recolha de amostras são completamente cheios e rolhados de forma a minimizar a quantidade de ar dentro dos mesmos.

As amostras são transportadas em arcas frigoríficas, devidamente fechadas de modo a que as amostras sejam conservadas a temperaturas inferiores à ambiente e protegidas da luz solar. Este procedimento tem como objectivo evitar alterações na constituição física, química e microbiológica das amostras.

A amostragem de biogás e análise imediata é efectuada pelo responsável do sistema, sendo realizada com o auxílio de um analisador de biogás, com 5 canais, isto é, cinco sondas sensíveis a cada um dos gases, sendo eles: CH₄, CO₂, O₂, CO, H₂S.

O ponto de amostragem localiza-se no topo dos digestores, na válvula de pressão integrante do sistema de injeção de biogás, onde a tubagem do analisador é inserida.



Figura 39 - Rede de injeção de biogás e válvula de pressão.



Figura 40 – Analisador de biogás.

7.5.4 Controlo da Qualidade no LCP

Uma vez que na análise laboratorial os erros analíticos são inevitáveis, o seu controlo e estudo não podem ser desprezados. O princípio de que qualquer quantificação só pode ser interpretada conjuntamente com a estimativa do erro associado, é de extrema importância e aplica-se a todos os campos baseados em dados experimentais.

De acordo com a norma ISO 8402, o Controlo da Qualidade é definido como o conjunto das técnicas e actividades pelo qual se verificam as acções e o desempenho do laboratório, para atender aos requisitos da qualidade. O Controlo da Qualidade tem duas vertentes:

- Controlo da Qualidade interno: em que a implementação das acções de Controlo da Qualidade dependem apenas da empenho e meios do próprio laboratório;

- Controlo da Qualidade externo: em que acções de Controlo da Qualidade dependem de uma intervenção (ou participação) exterior ao laboratório.

Relativamente ao Controlo da Qualidade (CQ) interno implementado no LCP, sendo um controlo intralaboratorial, as acções a desenvolver baseiam-se na análise de amostras, ensaios em branco, ensaios em duplicado e adicionadas de padrão ou soluções-padrão. O registo dos resultados obtidos e o tratamento e análise de dados são efectuados no sentido de avaliar a precisão e exactidão dos mesmos e verificar a fiabilidade dos sistemas analíticos implementados. Este controlo visa garantir a repetibilidade e a reprodutibilidade dos resultados.

No que se refere ao CQ externo, controlo interlaboratorial, as acções a desenvolver são baseadas na comparação dos resultados obtidos pela análise de um mesmo item, por diferentes laboratórios, de modo a avaliar a exactidão dos resultados produzidos e estimar o desempenho do laboratório nas determinações analíticas. Estas acções são imprescindíveis para o laboratório se situar na comunidade laboratorial, bem como na perspectiva de acreditação das determinações.

Os Ensaio de Comparação Interlaboratorial (ECI) constituem uma ferramenta de avaliação de desempenho para laboratórios, tendo por base a norma NP EN ISO/IEC 17025. Os Laboratórios acreditados ou em fase de acreditação que tenham no seu âmbito as análises de águas residuais deverão participar neste tipo de ensaios.

O LCP participa, desde 2008, nos ECI de Águas residuais organizados pela RELACRE – Associação de Laboratórios Acreditados de Portugal, classificado como Ensaio Interlaboratorial (EIL) de aptidão. Estes ensaios são constituídos por duas distribuições anuais de amostras, a diversos laboratórios participantes. Sobre as amostras distribuídas é determinado um conjunto de parâmetros físico-químicos previamente definidos. Segue-se a avaliação de desempenho dos laboratórios, elaboração e distribuição de Relatórios, onde consta o factor de desempenho dos laboratórios participantes.

A participação em ECI, veio evidenciar a fiabilidade dos resultados que o Laboratório apresenta, revelando evidências quanto ao cumprimento dos requisitos técnicos indispensáveis à acreditação de um Laboratório, conforme o estipulado na NP EN ISO/IEC 17025. A classificação “Satisfatória” do desempenho do LCP para os parâmetros contemplados no CQ Laboratorial é válida por um período de 3 anos, duração estabelecida para um ciclo de acreditação ou renovação de acreditação de um laboratório

7.6 Dados de referência para controlo do processo

Para que a operação de um digester seja otimizada é fundamental monitorizar alguns parâmetros e garantir que estes se mantêm dentro de intervalos aceitáveis. A tabela seguinte apresenta os parâmetros a analisar e o intervalo de valores recomendado para que a produção de gás seja máxima.

Tabela 17 - Condições ambientais e operacionais essenciais para optimização do processo de produção de biogás, conforme o descrito anteriormente.

Parâmetros	Intervalo	Ótimo
pH	6,7 – 7,4	7 – 7,2
Potencial redox		
AGV (mg/L ácido acético)	< 1500	
Alcalinidade	2500 – 5000	
Temperatura:		
Mesófila	25 -40	35
Termófila	50 -70	55
Tempo de retenção	25 - 35	
Carga orgânica (kg CQO/m ³ .d)	0,25 - 30	
Relação AGV/Alcalinidade (TAC)	0,1 – 0,2	< 0,1
% Remoção de sólidos voláteis	40 - 70	
Produção de gás (m ³)/ kg de SSV	0,75 – 1,75	
Composição do biogás		
CH ₄	50 – 80	
CO ₂	20 - 40	-

7.7 Caracterização do processo de biodigestão de lamas

A vila de Sesimbra, tal como referido anteriormente, nos meses de Verão a população quase duplica, pois trata-se de um destino balnear muito apreciado e, como consequência, o caudal recebido na ETAR aumenta, aproximadamente, 80%, porém os valores considerados serão as médias anuais.

O período temporal aqui considerado é o ano de 2009, 2010 e 2011, de Janeiro a Junho.

Na tabela seguinte consta a caracterização do afluente à ETAR.

Tabela 18 - Caracterização do afluente à ETAR (valores médios)³²

Ano	Caudal (m ³ /mês)	Concentração CBO5 (mg/l)	Concentração CQO (mg/l O ₂)	População servida (hab. eq.)
2009	86702	260	660	12268
2010	94920	262	553	13294
2011	95192	242	549	12605

Na tabela seguinte encontram-se resumidos os dados relativos à lamas afluentes à biodigestão, nos anos de 2009, 2010 e 2011, de Janeiro a Junho:

Tabela 19 - Caracterização das lamas afluentes aos digestores (valores médios)³³

Ano	2009	2010	2011
Caudal lamas afluente à digestão (m ³ /mês)	523	586	395
Concentração lamas espessadas (g SST/L)	41	42	41
Concentração lamas espessadas (g SSV/L)	28	27	29
Quantidade lamas espessadas (kg SST/mês)	19790	22993	15990
Quantidade lamas espessadas (kg SSV/mês)	13654	15171	11258
Concentração de CQO lamas espessadas (g/L)	-	48,5	54,4
Concentração de NH ₄ lamas espessadas (g/L)	-	0,15	0,11
pH lamas espessadas	5,9	5,9	5,9

A eficiência de um digestor é tanto melhor quanto maior for o teor de lamas primárias introduzidas. Um digestor de lamas urbanas funciona melhor com lamas primárias espessadas do que com lamas biológicas (Metcalf & Eddy, 2003). Na ETAR de Sesimbra, as lamas são mistas.

A concentração de matéria volátil na lama espessada, afluente ao digestor, apresenta uma concentração razoável, mas situou-se abaixo dos 50 g/L perspectivados em projecto, pois a população servida está aquém do previsto (18.000 h.e. no ano 0).

As lamas introduzidas deverão ter um pH dentro do intervalo [4,0;7,2], o que se verificou. O pH de funcionamento do digestor deve situar-se entre 6,7 e 7,4, facto que também ocorreu.

³² Os resultados discriminados podem ser consultados no anexo I.

³³ Os resultados discriminados podem ser consultados no anexo I.

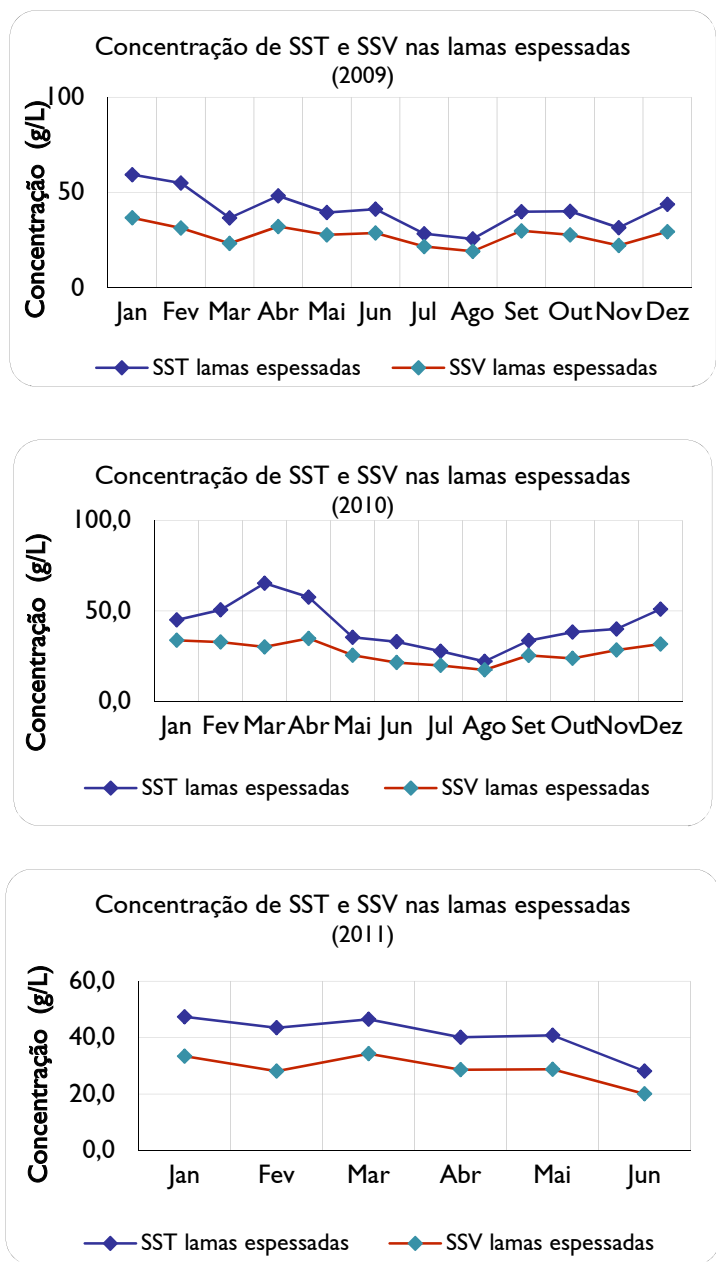


Figura 41 - Concentração de SST e SSV nas lamas afluentes ao digestor, nos anos de 2009, 2010 e 2011, de Janeiro a Junho.

O digestor anaeróbio tem sido alimentado com uma carga média de 19 790, 22 993 e 15 990 kg/mês SST de lamas espessadas, nos anos de 2009, 2010 e 2011, respectivamente, sendo o valor de referência de 57,5 m³/dia (86 190 kg/mês SST de lamas espessadas). Estes valores são teoricamente baixos, mas justificável pelo volume de digestão maior que o necessário para as condições de afluência, mesmo tirando partido da possibilidade de funcionar apenas com um digestor. Valores demasiadamente baixos da carga volúmica influenciam o tempo de retenção das lamas, menor destruição de SSV, menor produção de biogás, requer maior capacidade de

aquecimento e provoca diminuição da alcalinidade.

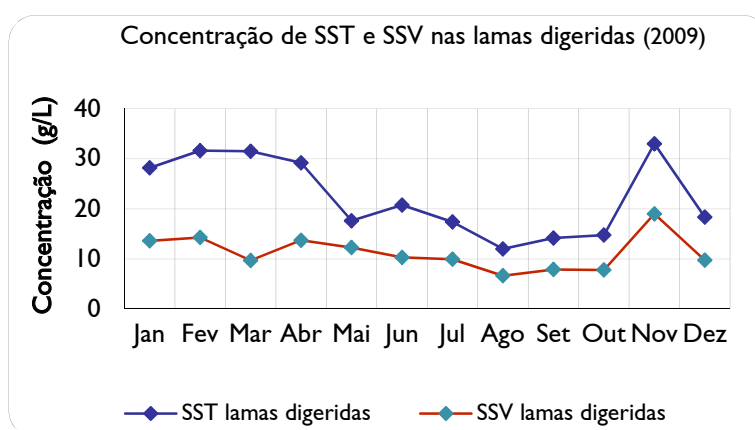
Na tabela seguinte encontram-se resumidos os dados relativos às lamas efluentes ao digestor, nos anos de 2009, 2010 e 2011, de Janeiro a Junho:

Tabela 20 - Caracterização das lamas efluentes aos digestores (valores médios).

Ano	2009	2010	2011
Caudal lamas afluente à desidratação (m ³ /mês)	668	591	497
Concentração lamas digeridas (g SST/L)	21	27	25
Concentração lamas digeridas (g SSV/L)	12	13	14
Quantidade lamas digeridas (kg SST/mês)	13273	15359	6813
Quantidade lamas digeridas (kg SSV/mês)	7747	7315	3638
Carga volúmica digestão (kg SSV/m ³ .dia)	0,75	0,83	0,86
Concentração de CQO lamas espessadas (g/L)	-	-	29,4
Concentração de NH ₄ lamas espessadas (g/L)	-	0,74	0,34
pH lamas digeridas	7,2	7,4	7,2

Uma concentração em NH₄ de 2,0 g/L é o máximo nas lamas digeridas sob pena de disfuncionamento da digestão. Essa questão não se coloca, pois na análise do processo em causa, esse valor nunca foi atingido.

A concentração de sólidos nas lamas digeridas podem ser observados nos gráficos da figura seguinte:



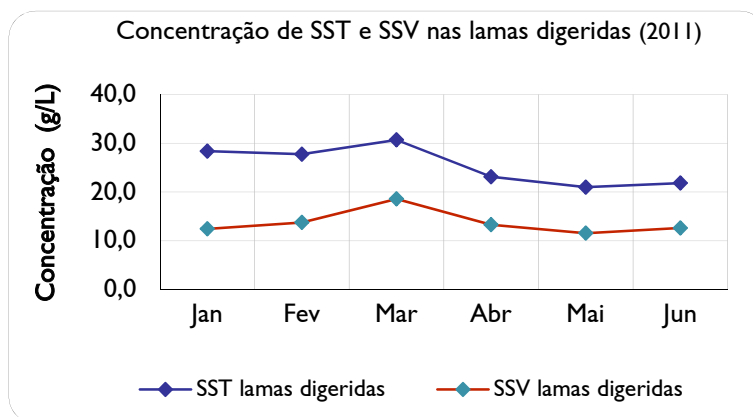
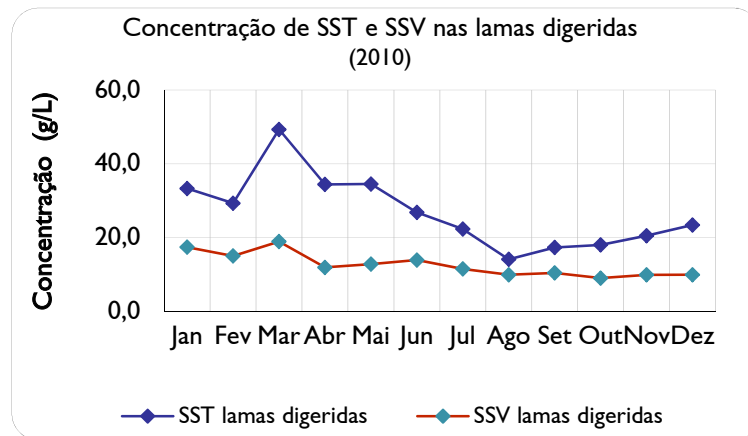
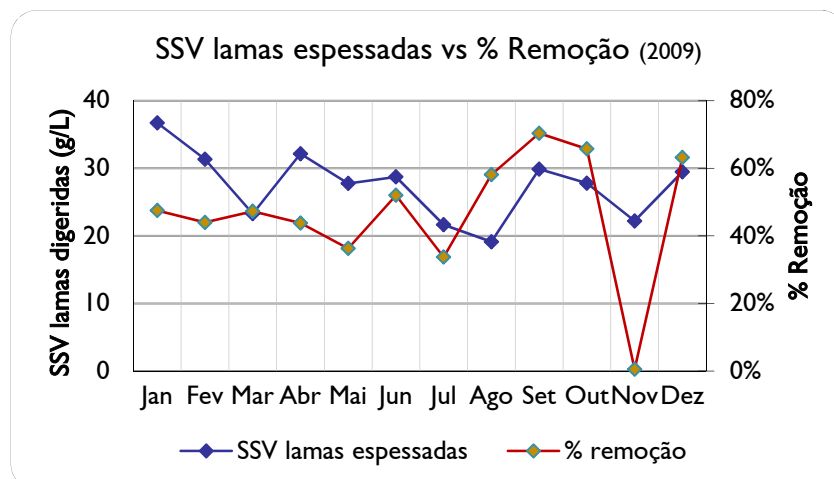


Figura 42 - Concentração de SST e SSV nas lamas digeridas.

Tendo em consideração a % de remoção de SSV:



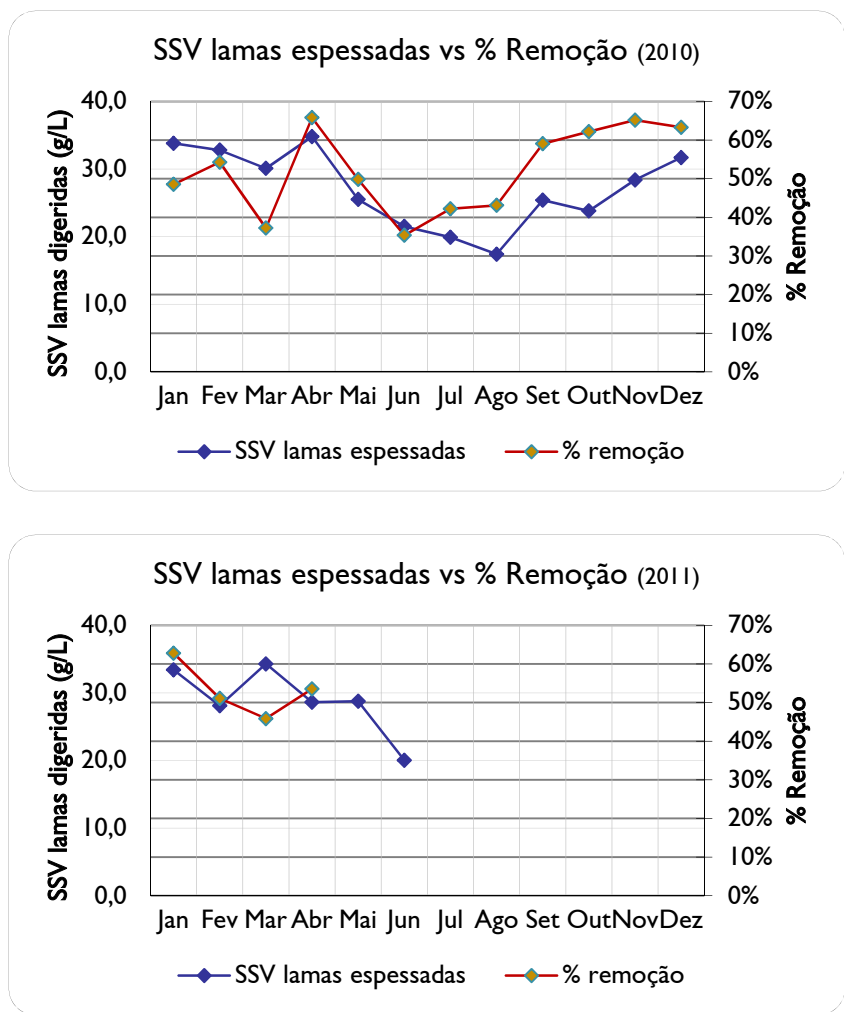


Figura 43 - Concentração de SSV na alimentação do digestor vs % de remoção de SSV

Na análise dos gráficos das figuras 42 e 43, é possível verificar que concentrações de alimentação do digestor mais baixas resultam, geralmente, em menor degradação de sólidos voláteis. No entanto, o dimensionamento do sistema previa uma taxa de remoção maior que 40%, facto que se verifica nos meses de Junho, Agosto, Setembro, Outubro e Dezembro de 2009 e nos anos de 2010 e 2011, podendo ainda ser incrementado até um limite teórico de 65%. Isto é consistente com um bom funcionamento do processo de biodigestão, comprovando que o processo tem vindo a estabilizar e a ser optimizado ao longo do tempo.

A eficiência é igualmente afectada pelo tempo de retenção de sólidos no digestor, ou seja, tanto maior quanto maior o tempo de retenção. Para uma dada carga de matérias sólidas introduzidas, o tempo de permanência depende da concentração de lamas introduzidas. Deve ser enviada para a digestão uma lama com uma concentração alta, o mais regularmente possível.

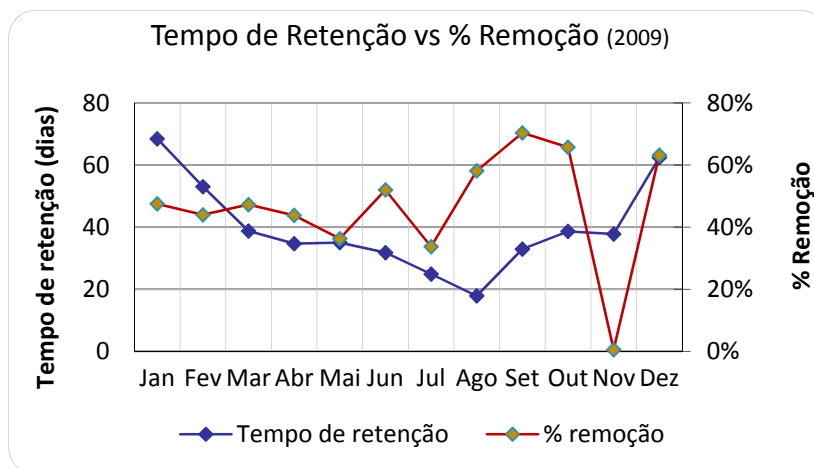
Perante os resultados apresentados, temos:

Tabela 21 - Parâmetros de controlo do processo de biodigestão.

Ano	2009	2010	2011
Taxa redução matéria volátil (%)	0,41	0,52	0,53
Tempo retenção digestão (dias)	40	34	37
Carga volúmica digestão (kg SSV/m3.dia)	0,75	0,83	0,86
AGV lamas digeridas (mg/L CH3COOH)	2788	1708	1128
Alcalinidade lamas digeridas (mg/L CaCO3)	7254	4217	2092
Relação AGV/TAC	0,36	0,42	0,54
Taxa de remoção de CQO	-	-	0,46
T média de digestão (°C)	-	31,3	-

O tempo de retenção de sólidos definido no projecto de concepção da ETAR situa-se entre 25 e 30 dias, sendo certo que não deverá ser inferior a 25 dias, assim existe um caudal máximo de alimentação de lamas ao digester. O volume de cada digester é de 600 m³, logo o caudal máximo de alimentação será de 600 / 25 = 24 m³/d ou 730 m³/mês.

Analisando os dados nas tabelas 18 e 20 e conforme se pode verificar nos gráficos seguintes, poder-se-á referir que: i) o tempo de retenção foi superior ao projectado, no período temporal definido; ii) o caudal máximo de alimentação nunca foi atingido.



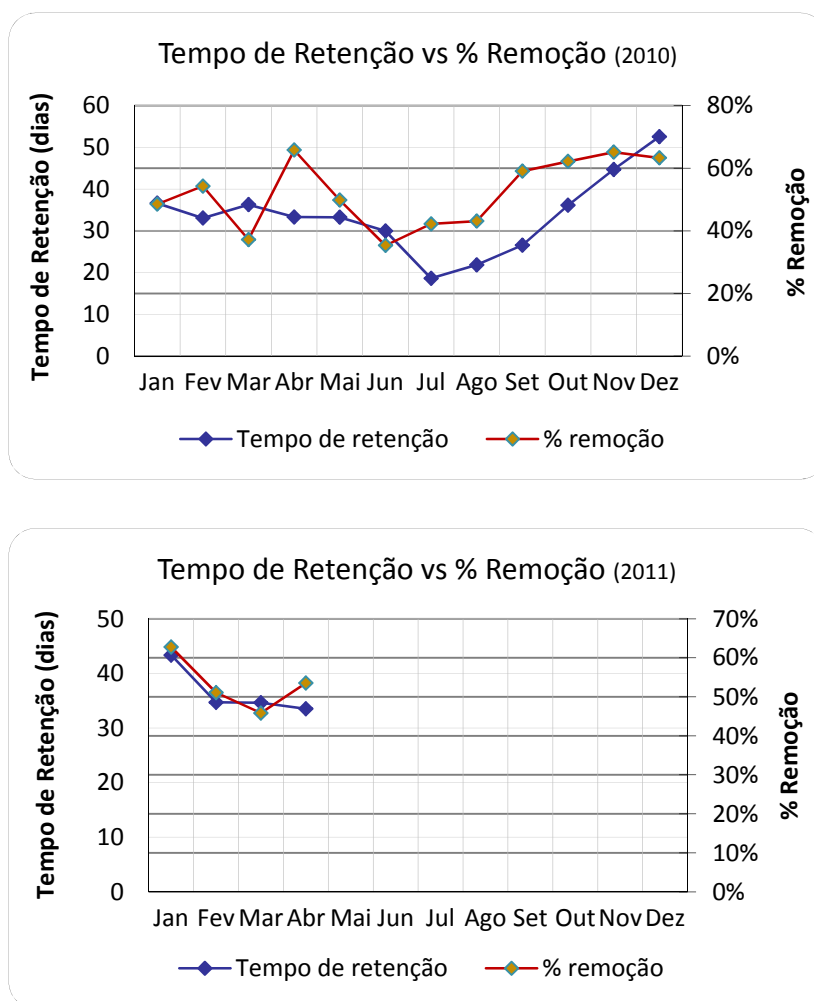


Figura 44 - Tempo de retenção vs % Remoção

O digestor funcionou com um tempo de retenção médio de 34 dias e a 31,3 °C de temperatura, no ano de 2010. Esta temperatura é superior ao limite mínimo teórico para a digestão anaeróbia mesofílica, e para esta temperatura exige-se um tempo de retenção mínimo de 20 dias. Os 34 dias de permanência da lama dentro do digestor suprem o facto de a temperatura não ser a ideal (35°C), não saindo prejudicada a degradação de sólidos voláteis

A relação AGV/TAC é um parâmetro importante na digestão anaeróbia, pois indica rapidamente quando e que está prestes a ocorrer um problema no reactor. Habitualmente, a relação AGV/TAC no digestor deve ser inferior ou igual a 0,1 podendo situar-se no intervalo 0,1 – 0,2, facto que também não se verificou (figura 45).

Uma alcalinidade (TAC) elevada significa uma elevada capacidade tampão de pH. Ou seja, por exemplo, uma alteração na concentração de AGV não terá muita influência no pH do digestor

anaeróbio. Em caso de problemas de digestão pode ocorrer uma diminuição do pH e da produção de gás devido ao aumento dos ácidos gordos voláteis. Convém salientar que o aumento da concentração de AGV no digester é uma consequência e não uma causa da inibição da digestão.

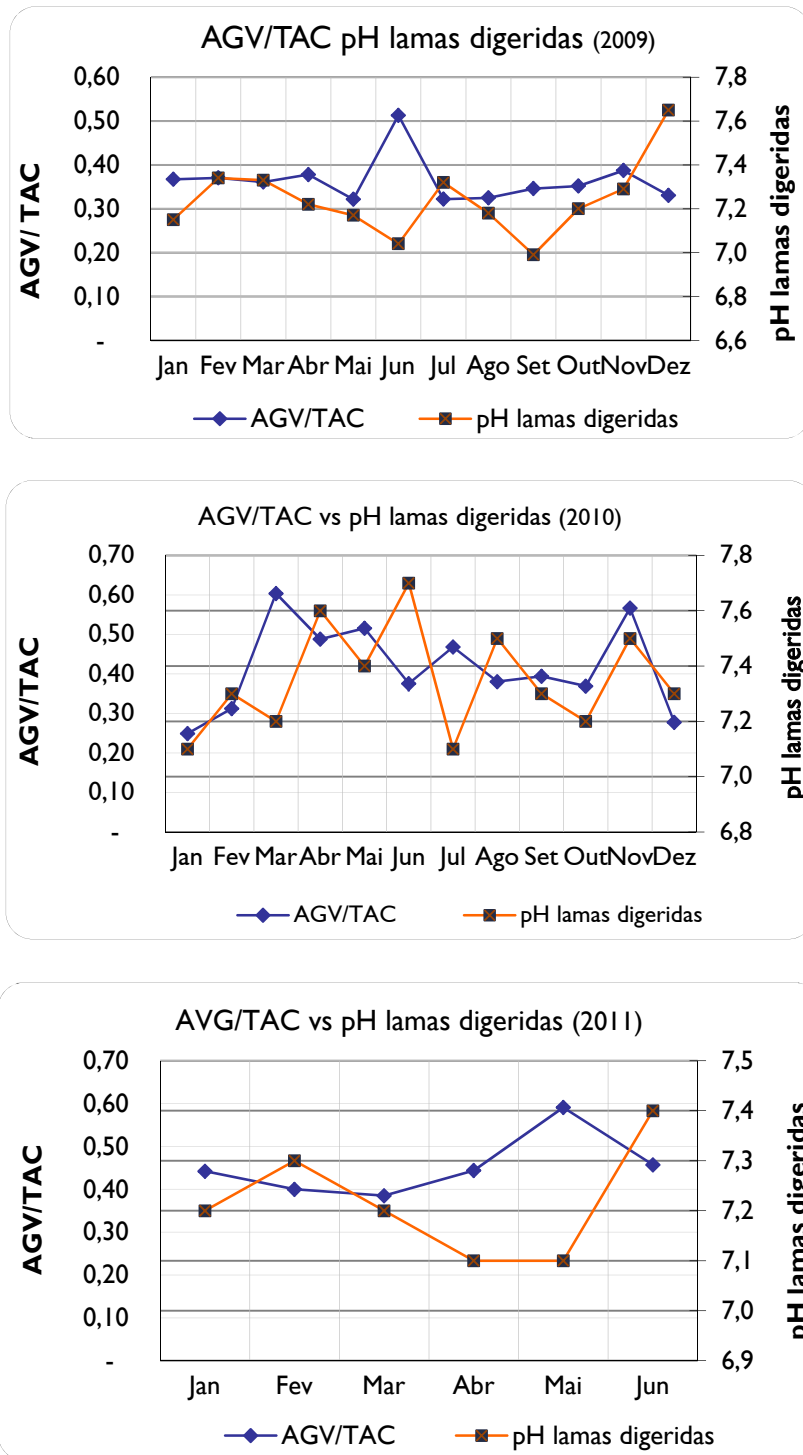
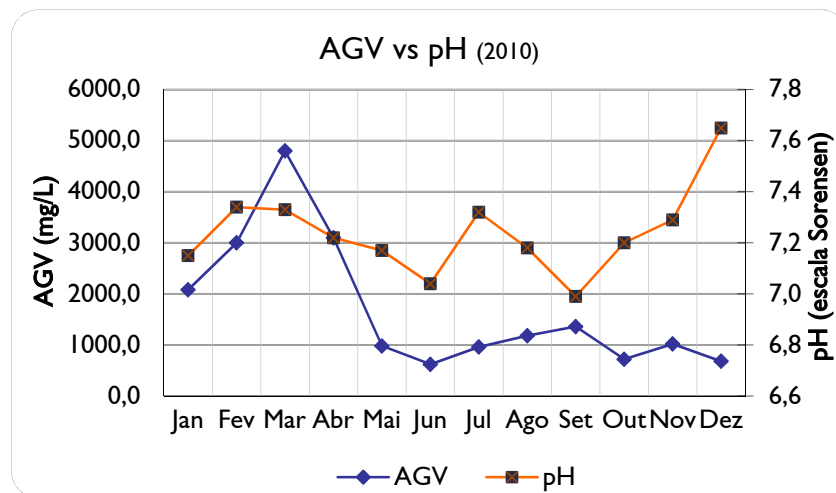
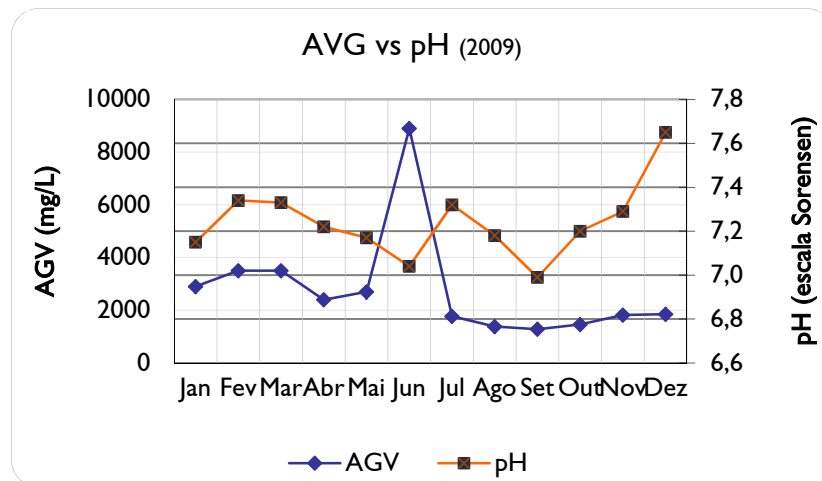


Figura 45 – Relação AGV / TAC vs pH nas lamas digeridas.

O seguimento desses parâmetros permite detectar a tempo um disfuncionamento da digestão, cujos valores guias são: AGV < 1500 mg/L de CH₃COOH e TAC: 2500 a 5000 mg/L de CaCO₃. Constata-se que, relativamente aos AGV, a sua concentração foi superior ao valor de referência nos anos de 2009 e 2010, a alcalinidade situou-se dentro do intervalo em 2010 e 2011 e a relação AGV vs pH poderá ser significativa, sendo inversamente proporcional, em situações de variação brusca de um dos parâmetros (gráficos da figura 46). De salientar que o pH das lamas digeridas se encontra dentro do intervalo de funcionamento.



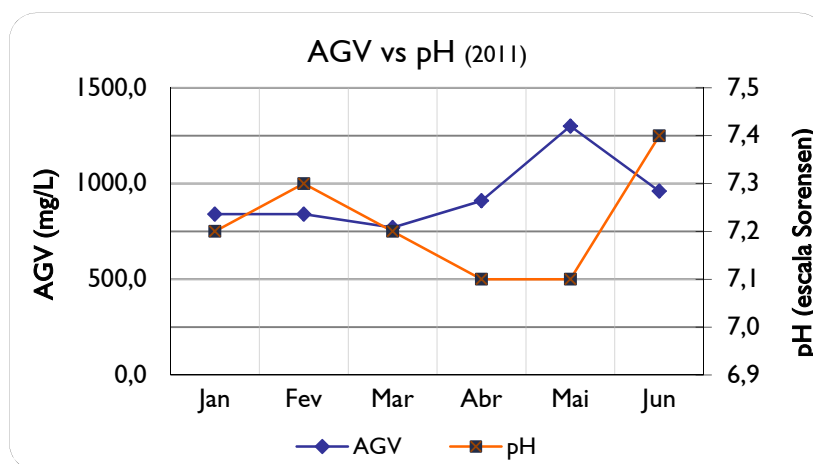


Figura 46 – Relação AGV vs pH nas lamas digeridas.

Os problemas de digestão traduzir-se-ão sempre por uma diminuição do pH e da produção de biogás, aumento dos AGV, um abaixamento da TAC e uma quebra na taxa de remoção de matéria volátil. A baixa do pH revela uma situação de emergência, o facto de seguir os AGV e o TAC permite antecipar os disfuncionamentos.

Na tabela seguinte constam alguns problemas causados por uma diminuição de pH e as respectivas acções a implementar.

Tabela 22 - Eventuais problemas na biodigestão causados por diminuição do pH

Causas do problema	Verificação ou monitorização	Soluções possíveis
Volume de alimentação em lamas frescas muito elevado; Tempo de retenção muito curto. Sobrecarga massica ou hidráulica.	Tempo de funcionamento e caudal das bombas de lamas que alimentam o digestor.	Reduzir, se possível, o caudal de alimentação do digestor. Em caso de impossibilidade, realizar o bypass à digestão até aumento do pH.
Má repartição da alimentação		Reduzir o caudal de alimentação do digestor. Repartir uniformemente a carga pelas 24 horas.
Temperatura muito baixa que provoca um abrandamento da digestão	Temperaturas das lamas a entrada e saída do digestor	Reduzir, se possível, o caudal de alimentação do digestor.
pH das lamas frescas muito baixo	pH das lamas espessadas deve ser sempre superior a 6,7.	Adição de reagente químico (cal, por exp.) para reajustar o pH a entrada do digestor.
Problemas de agitação	Verificar o circuito de agitação.	Implementar acções correctivas.

Em situações de formação de espumas, caracterizadas pela aparição de grandes quantidades

de escumas em flocos e provocadas por uma alta velocidade de digestão, existe um desequilíbrio provocado pela introdução de uma grande quantidade de lamas espessadas no digestor relativamente à quantidade de lamas em digestão. De modo a combater a formação de espumas dever-se-á reduzir ou parar a alimentação do digestor, adicional cal para manter um pH superior ou igual a 7,00 ou adicionar um produto anti-espumas.

Tabela 23 - Eventuais problemas na biodigestão causados pela formação de espumas

Causas do problema	Verificação ou monitorização	Soluções possíveis
Sobre alimentação do digestor.	Tempo de funcionamento e caudal das bombas de lamas que alimentam o digestor.	Reduzir ou até parar a alimentação do digestor.
Agitação insuficiente. Viscosidade importante das lamas espessadas.	Verificar a agitação e a viscosidade das lamas à entrada e à saída do digestor.	Implementar acções correctivas
Carga hidráulica ou orgânica muito forte.	Tempo de funcionamento e caudal das bombas de lamas que alimentam o digestor. MV das lamas espessadas.	Fraccionar a alimentação do digestor, regular a repartição das lamas
Presença de tóxicos ou de tensioactivos nos efluentes.	Concentrações em tóxicos ou tensioactivos no efluente bruto.	Suspender a alimentação do digestor.

7.8 Caracterização da produção de biogás e da cogeração

Na ETAR de Sesimbra não foi instalado um caudalímetro para medição do caudal de biogás resultante no processo. Dado este facto, não é possível determinar a taxa volumétrica de produção de gás e qual a capitação do mesmo. No entanto, é possível saber a quantidade de biogás encaminhado para a cogeração.

A qualidade do biogás apresenta-se na tabela seguinte:

Tabela 24 – Composição média anual do biogás produzido.

Ano	CH ₄	CO ₂	O ₂	H ₂ S	Outros
2009	63,5%	35,3%	0,7%	>500 ppm	0,5%
2010	63,2%	35,5%	1,2%	>500 ppm	0,1%
2011	63,6%	35,3%	0,3%	>500 ppm	0,8%

No que se refere à cogeração, o rendimento energético verificado encontra-se sistematizado na tabela 24.

Tabela 25 – Rendimento energético da cogeração.

Ano	2009	2010	2011
Produção de energia (kwh/mês)	9217	10244	4086

Energia Produzida / h func. (kWh/h)	46,8	44	35,2
Produção específica de energia (kwh/m³)	0,11	0,11	0,037
Autonomia de produção de energia (%)	12,9	13,9	5,3

Nesta fase impere referir que o sistema de cogeração se encontra fora de serviço desde Janeiro de 2011. O aproveitamento do biogás e a sua utilização na produção de energia eléctrica e térmica em simultâneo, no processo de Cogeração, pressupõe a sua dessulfurização (remoção do gás sulfídrico), anterior à queima em motores de combustão interna (cogeneradores).

Na ETAR de Sesimbra, a etapa de dessulfurização tem lugar num filtro apropriado instalado na sala da Cogeração, dentro do qual diversos processos são integrados – desumidificação do biogás por secagem frigorífica; remoção do H₂S e siloxanos através do contacto com o reagente Soxsia[®]. Porém, apesar do fabricante referir a recuperação e regeneração deste reagente, a mesma não é possível de realizar, no local, com os equipamentos disponíveis.

Por intermédio dos dados disponíveis, constata-se que a quantidade de reagente da dessulfurização utilizada até ao final do ano 2010 terá sido inferior à necessária para se alcançar um teor de ácido sulfídrico (H₂S), no biogás, inferior a 500 ppm, à entrada dos motores. Com cerca de 2800 horas de funcionamento cada um, e estando programados para funcionar a uma potência de 50 kW (capacidade de 60 kW), denota-se dificuldade em atingir esse valor (tabela 25 e gráficos da figura 48).

Tabela 26 – Composição média anual do biogás dessulfurizado.

Ano	CH₄	CO₂	O₂	H₂S	Outros
2009	63,9%	35,2%	0,5%	249 ppm	0,1%
2010	64,0%	34,9%	0,9%	344 ppm	0,1%
2011	-	-	-	-	-

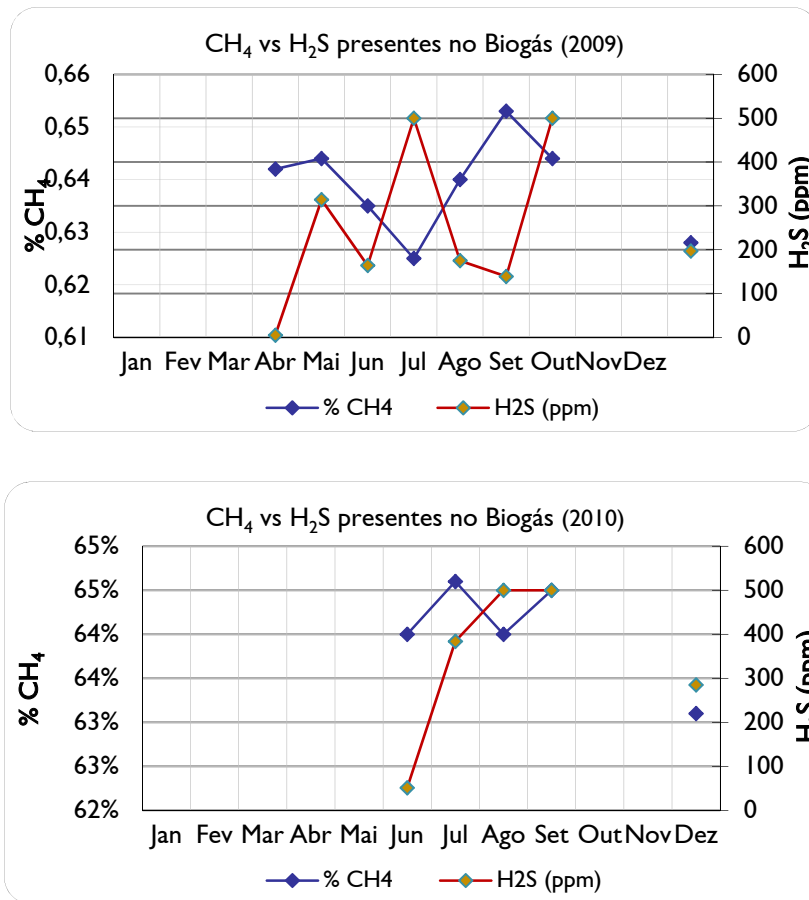


Figura 47 – Concentração de H₂S vs CH₄.

Atendendo aos custos associados à substituição do reagente Soxsia[®], relacionados com a manutenção externa e interna ao equipamento integrante do sistema de cogeração e ao consumo de energia da rede, conclui-se que, nesta fase, e dada a conjuntura económica actual, a opção mais económica seria a de colocar a cogeração fora de serviço.

O equipamento instalado na ETAR de Sesimbra permite a utilização de outros reagentes, com as mesmas características, e que sejam fornecidos na mesma forma física (*pellet*). Os fornecedores deste tipo de reagente detectaram já que o nicho de mercado está carenciado de soluções eficazes e menos dispendiosas. Em breve poderão surgir alternativas a custos mais baixos. O analisador de gases portátil (capacidade até 5000 ppm de H₂S) permitirá aferir as capacidades de novos reagentes, caso sejam testados na ETAR de Sesimbra, que pode ser utilizada para testes-piloto.

Apesar dos constrangimentos no processo de digestão, facto é que a qualidade do biogás encaminhado para o processo de cogeração, tem-se revelado de boa qualidade e a produção energética sofreu um incremento de 2009 para 2010.

Tendo em consideração as produções de electricidade, nos anos de 2009 e 2010, a evolução na produção de energia foi positiva, conforme se pode verificar na tabela seguinte:

Tabela 27 - Evolução da produção de energia vs caudal afluente à ETAR.

Ano	Produção média (kWh/mês)	Produção / Aquisição	Caudal médio afluente (m3/mês)
2009	9217	14,7%	86702
2010	10244	16,4%	94920
Variação	10,0%	--	8,7%

Na figura 49, que relaciona a electricidade produzida com a consumida na rede, constata-se a existência de sazonalidade, nomeadamente nos meses de Verão. Os menores ciclos de produção relacionam-se com a manutenção dos cogeneradores e/ou períodos de maiores perturbações na rede eléctrica. Os problemas com a rede eléctrica em Sesimbra colocaram alguns obstáculos na programação do automatismo dos cogeneradores, resultando em perdas de produção por dificuldade no sincronismo e por razões de segurança, tendo causado, também, avarias (baterias, carregadores de baterias). Sendo mais estável o valor da energia eléctrica consumida na rede, a linha da relação Produção/Consumo é directamente proporcional à energia eléctrica produzida, tendo-se registado um máximo de 29% e um mínimo de 6%.

Apesar de não se encontrarem muitas semelhanças na comparação mensal das trajectórias do caudal e da electricidade produzida, a tabela 27 mostra uma evolução muito próxima nos valores médios anuais – ambos crescem cerca de 10% em 2010. A energia adquirida à rede aumentou apenas 1% no mesmo período.

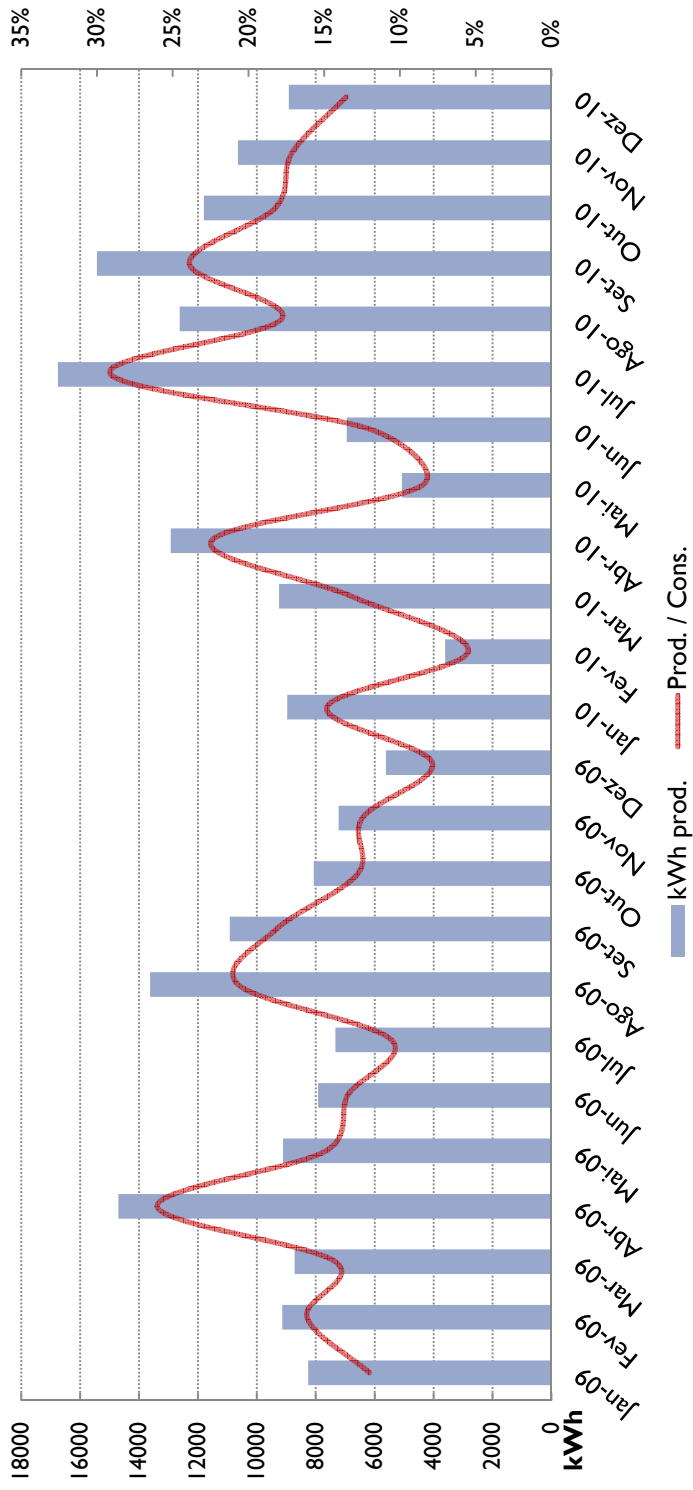


Figura 48 - Energia Eléctrica Produzida vs relação entre Produção / Consumo

Apesar das contrariedades aqui relatadas, a etapa de cogeração na ETAR de Sesimbra é essencial para o bom funcionamento geral da ETAR, pois para além dos benefícios da produção de electricidade também aqui relatados, a energia térmica produzida é a única utilizada para o aquecimento e manutenção da temperatura das lamas digeridas a 31°C. A operação do digestor anaeróbio sem lama aquecida poderá desencadear custos adicionais afectos à desidratação e transporte de lamas, assim como reagente da desidratação.

Na linha de biogás, existe sempre um perigo de explosão. As causas podem estar relacionadas com fugas no circuito de gás, depressão do digestor com a entrada de ar, fontes de ignição tais como: cigarros, telemóveis, postos de soldadura, ferramentas ou equipamento que não possuam características anti-deflagrantes.

Assim, deverão ser tidas algumas regras de segurança, como:

- Verificar uma vez por mês o circuito gás, sobretudo nos locais de compressão e da tocha;
- Em caso de fuga, ventilar o local antes de qualquer intervenção;
- Utilizar exclusivamente ferramentas em bronze, evitando assim as possíveis faíscas com a ferramenta.
- Uma vez as operações de correcção realizadas, deve ser limpa/cheia a tubagem com azoto antes de abrir as válvulas de isolamento para passagem do biogás.
- Desligar os telefones, apagar cigarros, bem como qualquer outro aparelho que possa gerar faíscas nas imediações onde decorre todo o processo de biodigestão, circuito de biogás e cogeração.

8 CASO DE ESTUDO 2

A Estação de Tratamento de Águas Residuais do Seixal, inaugurada em Maio do corrente ano, encontra-se actualmente em fase de arranque. Esta estação tratará os efluentes drenados pelo Subsistema do Seixal, contribuindo, significativamente, para a melhoria das condições de saneamento básico da região, pois irá tratar as águas residuais geradas por cerca de 156.000 hab. eq.. As águas residuais afluentes a esta estação inserem-se no Sistema Integrado Multimunicipal de Saneamento de Águas Residuais da Península de Setúbal, gerido pela SIMARSUL, à semelhança da ETAR de Sesimbra.

8.1 Caracterização da ETAR do Seixal

A ETAR do Seixal destina-se a efectuar o tratamento das águas residuais urbanas provenientes do concelho do Seixal, incluindo águas residuais de algumas zonas industriais, desde que essas descargas possam ser equiparadas a águas residuais urbanas, ou seja, cumpram os requisitos que estabelecidos no âmbito legal vigente.

O local de implantação seleccionado, na sequência do Estudo de Impacte Ambiental (EIA) realizado e constante da Declaração de Impacte Ambiental (DIA) emitida, integra-se em terrenos pertencentes à ex-Siderurgia Nacional, no Concelho do Seixal, na freguesia de Aldeia de Paio Pires. Irá tratar cerca de 70% das águas residuais geradas no Concelho, prevendo-se que no ano horizonte do projecto (ano 2035) esteja a tratar os efluentes de uma população equivalente estimada em 156 000 habitantes. A ETAR está inserida no Subsistema de Drenagem e Tratamento do Seixal o qual inclui, na sua componente “em alta”, e para além desta infraestrutura, cerca de 24 km de interceptores, 7 km de condutas elevatórias e 7 Estações Elevatórias (Simarsul, 2007).



Figura 49 - Área de localização da ETAR do Seixal.



Figura 50 - ETAR do Seixal.

8.2 Processo de tratamento

A infra-estrutura, com tratamento secundário e desinfecção, tem capacidade para efectuar o tratamento de 43 850 m³/dia de águas residuais, no ano horizonte de projecto. O processo de tratamento adoptado consiste num sistema de lamas activadas em regime de média carga, composto por 3 linhas de tratamento, com decantação primária a montante, sistema de desinfecção final e digestão anaeróbia das lamas com sistema de cogeração destinado a produzir energia eléctrica a partir do biogás, com uma potência de 345 kW. As zonas geradoras de odores encontram-se confinadas e desodorizadas de modo a eliminar quaisquer transtornos na envolvente da instalação.

O processo de tratamento é constituído pelas seguintes etapas:

Fase líquida

- • Gradagem
- • Desarenamento/Desengorduramento
- • Decantação primária em decantadores lamelares
- • Sistemas de lamas activadas em regime de arejamento convencional
- • Decantação secundária
- • Desinfecção final do efluente por UV
- • Reutilização do efluente tratado

Fase sólida

- • Espessamento gravítico
- • Digestão anaeróbia
- • Cogeração
- • Desidratação mecânica
- • Silos de armazenamento de lamas desidratadas

A descarga do efluente tratado, proveniente da ETAR do Seixal, no meio receptor, é efectuada por via de um emissário submarino na ribeira de Coina, a montante do estuário do Rio Tejo.

8.2.1 Dados de referências

Os caudais e cargas a considerados para efeito do dimensionamento são os apresentados nos quadros seguintes (Simarsul, 2007):

Tabela 28 - Parâmetros de dimensionamento da ETAR do Seixal.

Parâmetros de dimensionamento	Ano 0	HP
População servida	113 000	156 000
Caudal de dimensionamento ($m^3 d^{-1}$)	25 100	42 050
Caudal de dimensionamento hidráulico ponta ($m^3 d^{-1}$)	2 400	7 200
CBO5 ($mg O_2 L^{-1}$)	271	222
SST ($mg L^{-1}$)	407	333
CQO ($mg O_2 L^{-1}$)	543	444
Óleos e Gorduras (mg/L)	-	50

Como objectivos de tratamento, considerando que meio receptor das águas residuais tratadas pela ETAR do Seixal é o Esteiro do Seixal no Estuário do Tejo, o grau de depuração das águas residuais terá que obedecer aos seguintes critérios:

Tabela 29 - Parâmetros considerados para a qualidade do efluente descarregado.

Parâmetros	Valores máximos
SST (mg L ⁻¹)	35
CBO5 (mg O ₂ L ⁻¹)	25
CQO (mg O ₂ L ⁻¹)	125
Óleos e Gorduras (mg/L)	15
Coliformes fecais (NMP/100 mL)	2 000

8.3 Processo de biodigestão de lamas

Também nesta ETAR as lamas encaminhadas para a linha de tratamento de lamas são lamas mistas. As lamas primárias serão purgadas por gravidade, a partir dos decantadores primários, as provenientes do tratamento biológico, em excesso, são extraídas directamente da recirculação de lamas. Os dados numéricos mais relevantes para o dimensionamento do processo são:

Tabela 30 – Principais parâmetros de dimensionamento do espessador.

Parâmetros de dimensionamento	Ano 0	HP
Volume de lamas (m ³ d ⁻¹)	509	737
Quantidade de sólidos (kg d ⁻¹)	3 244	4 295
Caudal de alimentação (m ³ h ⁻¹)	21,2	30,7
Carga de SST (kg/h)	135	179

As lamas primárias espessadas e as lamas biológicas em excesso são homogeneizadas numa câmara de mistura de 45 m³, resultando num tempo de retenção superior a 4 horas. Esta câmara estará dotada de um agitador mecânico de 2,8 kW de potência.

As lamas homogeneizadas são encaminhadas para os digestores, dois, de 18 m de diâmetro, com um volume unitário de 2.149 m³, o que supõe um tempo de retenção, em ano horizonte de projecto, sobre o volume total, de 17 dias. Sobre o volume útil (descontando o fundo cónico e 0,3 metros de sobrenadantes e espumas) o tempo de retenção resultante é de 21 dias, no ano de arranque e 16 dias, no ano horizonte do projecto.

8.3.1 Mistura e aquecimento de lamas

Na concepção da digestão anaeróbia de lamas foi utilizada a tecnologia “do sistema HEATMIX, para a agitação e aquecimento de lamas. Os "HEATAMIX" são unidades de agitação e aquecimento, dispostas no exterior do digestor, que fazem a agitação da massa de lamas através de um efeito de air-lift, devido à injeção de gás em pressão num tubo interior, enquanto na camisa exterior circula água quente.

Este sistema apresenta vantagens em relação aos sistemas convencionais, à base de tubagens interiores ou bombas de recirculação exteriores e permutadores instalados num edifício auxiliar, nomeadamente a ausência de elementos mecânicos dentro dos tanques de digestão, elevado rendimento na mistura, devido a uma combinação total das lamas frescas com as digeridas e a uma agitação homogénea sem caminhos preferenciais, evitando sedimentação de areias, formação de espumas ou de crostas de lamas sobre a tubagem de aquecimento, elevada eficiência de aquecimento, pois não é necessária a elevação das lamas desde os tanques até aos permutadores, resultando num menor consumo de energia, diminutas operações de manutenção e equipamentos são de fácil acesso. Por outro lado, este sistema consome um menor caudal de gás, portanto, menos energia que os sistemas de agitação por gás baseados na descarga do mesmo no fundo dos digestores.

O aquecimento do digestor anaeróbio será realizado pelo aproveitamento de energia térmica proveniente do motor-gerador instalado no processo de cogeração.

Os dados básicos da concepção dos digestores anaeróbios, foram os seguintes³⁴:

³⁴ Todos os dados referentes ao dimensionamento do processo de biodigestão poderão ser consultados no Anexo III.

Tabela 31 – Principais parâmetros de dimensionamento dos digestores.

Parâmetros de dimensionamento	Ano 0	HP
Volume dos digestores (m ³)	2.149 (cada unidade)	
Volume de lamas da alimentação (m ³ d ⁻¹)	188	253
Quantidade de SST na alimentação (kg d ⁻¹)	10 048	13 616
Quantidade de SSV na alimentação (kg d ⁻¹)	7 275	9 857
pH da alimentação	5,8 – 6,4	
Quantidade de SSV lama digerida (kg d ⁻¹)	4 001	5 421
Quantidade de SSV destruídos (kg d ⁻¹)	3 274	4 436
Concentração lamas digeridas (%)	3,61	3,63
Tempo de retenção (dias)	23	17
Relação AGV / TAC	0,2 – 0,5	
Redução de MV (%)	45	

O processo permite, ainda, a realização de correcção dos valores de pH, sempre se que se verifique uma diminuição dos valores de pH (pH< 6,5), doseando Hidróxido de Sódio (30%) por injeção de NaOH, realizada por tubo de PVC, localizado na cúpula do digestor , submerso 300 mm do nível de lamas no digestor.

O intervalo onde se deverá situar a relação AGV/Alcalinidade total de trabalho, definida em projecto, 0,2 a 0,5, considera-se elevada face ao definido na bibliografia e face à experiencia operacional relatada no caso de estudo 1. A relação máxima a considerar deve ser de 0,2 uma vez que o controlo a partir deste parâmetro permite, atempadamente, corrigir qualquer alteração no pH das lamas digeridas, antes que esta se revele crítica. Estão em falta os valores considerados individualmente para os AGV e TAC.

Ficou, igualmente em falta, a indicação da % de MV para controlo processual da biodigestão.

Se o pH for baixo, a fracção não ionizada é significativa para que a concentração dos AGV não seja tolerada. Para valores de pH iguais ou maiores que 7, os AGV não representam perigo para o processo metanogénico (ponto 4.3.6), assim os valores de pH considerados para as lamas a digerir (de 5,8 a 6,4) são considerados baixos. Porém, no caso estudado anteriormente, as lamas de alimentação do digestor apresentavam um pH de 5,9, teoricamente baixo, mas não afectando o rendimento do processo.

8.4 Processo de cogeração

Para fins de dimensionamento, foi considerada uma produção de gás de 0,9 m³/kg MV destruída (a PTN) e uma capacidade de armazenamento equivalente a 6 h da produção diária, no ano horizonte do projecto, já que os motor-geradores de biogás funcionarão durante as 24 horas do dia, pelo que não se requer armazenamento algum de biogás para o seu funcionamento em contínuo. Assim, projectou-se um gasómetro de dupla membrana, de 13,1 m de diâmetro, 9,9 m de altura e 1 000 m³, com uma capacidade de armazenamento sobre a produção diária no ano horizonte de gás de 6,0 h/dia. Este gasómetro permitirá, nas condições do ano de arranque, utilizar o motor-gerador a 100% da sua capacidade durante 17,4 horas por dia³⁵.

A tocha de queima do biogás excedente foi dimensionada com capacidade para 200% da produção média horária do biogás. Assim, vai instalar-se uma tocha com uma capacidade de queima de 459 m³/h de biogás.

Finalmente, de referir que a instalação de recuperação de energia se completa com um sistema de eliminação de H₂S no biogás de digestão. O processo consiste na injeção de cloreto férrico na tubagem de elevação de lamas para digestão. Esta instalação será constituída por um depósito de armazenamento de 1 m³ de capacidade 2 (1 + 1) bombas doseadoras de cloreto férrico. Este sistema ainda não se encontra a operar.

Para recuperação de energia, já se procedeu à instalação de um motor-gerador, com uma potência eléctrica do alternador de 345 kWe³⁶. O calor residual da água das camisas e dos gases de escape do motor-gerador será aproveitado no aquecimento das lamas da digestão, para o qual se dispõe de dois permutadores e correspondentes bombas de água de refrigeração.

Finalmente, refere-se que a instalação de recuperação de energia se completa com um sistema de eliminação de H₂S presente no biogás de digestão. O processo consiste na injeção de cloreto férrico na câmara de mistura de lamas. Esta instalação é constituída por um depósito de armazenamento de 1 m³ de capacidade e 3 (2 + 1) bombas doseadoras de cloreto férrico (1/digestor + 1 de reserva).

³⁵ Todos os dados referentes ao dimensionamento do processo de cogeração poderão ser consultados no Anexo IV.

³⁶ kW, kWe - Quilowatt, quilowatt eléctrico. kW é uma unidade usada para medir a potência eléctrica e também a capacidade de produção de energia. O kWe é especificamente relacionado com a electricidade e serve, p.ex., para medir a capacidade de geração de uma instalação de cogeração.

8.5 Plano de monitorização e controlo analítico

Nesta fase da empreitada, fase de arranque, a responsabilidade de operação está a cargo do consórcio. Na fase de arranque de uma estação é pretensão que o construtor garanta o funcionamento do processo conforme o projectado. Neste âmbito, inclui-se não só a operação física da ETAR, mas também a comprovação das garantias. Estas têm que ser corroboradas com os resultados analíticos do plano de monitorização aprovado entre consórcio e dono de obra (Simarsul). Foi, também, acordado que as determinações analíticas para controlo do processo de tratamento seriam executadas no LCP da Simarsul, ficando a amostragem a cargo do consórcio.

O plano de monitorização aprovado foi o seguinte:

Tabela 32 - Plano de monitorização do processo de tratamento da fase líquida.

Parâmetros	Afluente bruto	Saída desarenador	Saída decantador 1º	Reactor biológico 1	Reactor biológico 2	Recirculação	Efluente final
pH	BS	S	S				BS
SST	BS	S	S	BS	BS	BS	BS
SSV	BS	S	S	BS	BS	BS	BS
CBO5	BS	S	S				BS
CQO	BS	S	S				BS
Azoto total	S	Q	Q				S
Fósforo total	S	Q	Q				S
Azoto	S	Q	Q				S
Nitratos	S	Q	Q				S
Nitritos	S	Q	Q				S

Legenda:

S – Recolha Semanal

BS – Recolha bisemanal

Q – Recolha quinzenal

Da linha de lamas:

Tabela 33 - Plano de monitorização do processo de tratamento da fase sólida

Parâmetros	LPR	ETE	SES	ESE	EDG	SDG1	SDG2	EDS	ESC	LDS
SST	BS	BS	S	S	BS	BS	BS	BS	BS	S
SSV	BS	BS	S	S	BS	BS	BS	BS	BS	S

Legenda:

S – Recolha Semanal

BS – Recolha bissemanal

LPR Lama 1º = purga primária

SDG Digestor

ETE Afluente tambor espessador

EDS Entrada desidratação = Afluente desidratação

SES Saída do espessador = Lamas espessadas

LDS Lamas desidratadas

ESE Escorrências espessador

ESD Escorrências desidratação

EDG Entrada digestor = Afluente digestão anaeróbia

ESC Escorrências totais

O Plano de Controlo Analítico considerado não contempla as análises aos AGV e alcalinidade total, bem como do pH. Sendo estes parâmetros fundamentais para operar a biodigestão, deverão ser incluídos com uma prioridade mínima semanal.

Igualmente se considera fundamental a realização de determinações analítica quer às lamas, quer ao afluente bruto, à presença de substâncias inibidoras (metais pesados, sulfatos, azoto amoniacal, etc.), enquanto o processo não é estabilizado. O azoto amoniacal que é produzido naturalmente ao longo da digestão sem ser consumido, pode ser inibidor do desenvolvimento das bactérias metanogénicas, a partir de determinadas concentrações. Os sulfatos, porque favorecem o crescimento de bactérias sulfato-redutoras em detrimento das metanogénicas, com produção de H₂S. Note-se que a presença destes inibidores não é prejudicial somente na fase de arranque dos digestores mas também na fase de funcionamento normal pelo que o seu despiste deve ser um factor de controlo desde a fase de arranque até à estabilização do processo de digestão e sempre que a inspecção visual indicie alguma anormalidade que se possa dever à sua presença.

Deverá ser analisado, também, o parâmetro CQO nas lamas de alimentação dos digestores, pelo menos na fase de arranque, a fim de avaliar a biodegradabilidade das lamas. Caso não se verifiquem problemas na sua biodegradabilidade, tal como expectável, dado que a água residual afluente característica da ETAR do Seixal não apresenta grande componente industrial (e o processo de tratamento biológico se encontra já estabilizado), poder-se-á deixar de efectuar esta análise após estabilização do processo de biodigestão.

A temperatura deverá ser monitorizada diariamente.

8.6 Arranque do processo de biodigestão

O processo de biodigestão, na ETAR do Seixal, teve início no mês de Maio. As condições do seu funcionamento começaram a ser monitorizadas de imediato e, no final de Maio as condições eram as seguintes:

Tabela 34 - Condições de arranque dos digestores em Maio de 2011³⁷.

Parâmetros	Digestor 1	Digestor 2
Temperatura (°C)	23	34,8
pH	4,89	7,02
Concentração MS (%)	1,37	0,87

Em relação à % de matéria seca existente no digestor 2, trata-se de lama fresca já dissolvida na água contida no mesmo, por esse motivo os valores percentuais são abaixo do recomendado nas condições projectadas. Relativamente à lama de alimentação ao digestor, esta deverá apresentar valores entre os 4 a 8% de matéria seca, sendo que o valor óptimo de projecto para alimentação a este digestor é de 5,4%.

Os valores apresentados para as lamas armazenadas no digestor 2, nomeadamente no que se refere à % de matéria sólida, encontram-se abaixo dos valores aconselhados. Na bibliografia são apontadas % mínimas de matéria sólida nas lamas a digerir de cerca de 2% e a lama armazenada no digestor 2 apresenta valores de cerca de 0,9% de matéria sólida.

Em relação ao digestor 1, o volume contido no mesmo foi purgado e enviado para poço de escorrências e por sua vez, encaminhado para a linha de tratamento da fase líquida. Esta operação foi executada faseadamente a fim de prevenir perturbações significativas no processo.

De salientar que a alimentação de lamas deve ser efectuada a caudal uniforme para evitar choques hidráulicos ou pontas de carga no digestor, tal como demonstrado no caso de estudo 1, pois daí poderão advir problemas no processo. Sugere-se a verificação do nível de enchimento dos digestores, das horas de funcionamento e caudal das bombas de lamas.

Ainda relativamente ao controlo da alimentação das lamas a digerir, sugere-se que este seja efectuado através da carga de Sólidos Voláteis em vez de através do caudal de alimentação (MS),

³⁷ Dados fornecidos pelo consórcio. Estas determinações não foram realizadas no LCP da Simarsul.

deverá ser efectuada a medição da % de Sólidos Voláteis, com uma periodicidade diária.

Durante o arranque do digestor e ao longo de todo o processo de digestão deverá ser efectuada com regularidade, inspecções visuais à consistência, cor e cheiro de lamas digeridas e à cobertura do digestor.

Tabela 35 - Eventuais problemas operacionais e soluções possíveis.

Problema operacionais	Causas	Soluções possíveis
pH baixo nas lamas frescas; CO₂ elevado; Baixo teor de metano (aumento de ácidos voláteis).	Bactérias metanogénicas não se desenvolvem.	Controlar o pH; Adicionar cal; Diminuir a carga de lamas afluentes ao digestor.
Formação de camadas de espumas superficiais; Deposição de lama no fundo do digestor; Formação de crostas de lamas sobre a tubagem de aquecimento.	Agitação de lamas insuficiente.	Verificar o funcionamento do sistema de agitação.
Odor desagradável; Problemas de corrosão em tubagens e queimadores.	Elevadas concentrações de sulfuretos.	Adição de cloreto férrico.

8.7 Produção de biogás

A produção de biogás, inicialmente, tratava-se de uma mistura pobre em metano, tendo esta sido enviada para o gasómetro e depois para a tocha de queima.

A análise ao biogás teve início a 4 de Agosto, sendo a periodicidade definida mensal, e foi realizada com o analisador de biogás, tendo os resultados sido os seguintes:

Tabela 36 - Composição do biogás já produzido.

Mês	CH ₄	CO ₂	O ₂	H ₂ S
Agosto	61%	38%	0%	22 ppm
Setembro	62%	38%	0%	546 ppm

Admitindo uma produção de biogás de 0,9 m³/kg de matéria volátil digerida, calcula-se que, segundo os valores de projecto, a produção de biogás, quando o sistema estiver em pleno funcionamento, ronde os 2947 m³/d com cerca de 60-65% de metano.

O controlo do caudal de gás produzido deverá ser monitorizado, pois revela-se um bom indicador do funcionamento da biodigestão

9 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Com base no estudo apresentado, conclui-se que a rotina de operar digestores anaeróbios exige manutenção preventiva e correctiva, limpezas, arranques e paragens no processo. Não obstante esse facto, a valorização energética de biogás é técnico e economicamente viável em ETAR, sendo certo, porém, que a operação de purificação do gás é significativa e, na escolha da tecnologia para tal deverá ser tido em conta os custos da sua manutenção, bem como a sua eficiência.

No entanto, a implementação de sistemas de cogeração em ETAR pode ter barreira à entrada, como sejam a variabilidade do preço da energia eléctrica, a obtenção de autorização para exportar energia para a rede pública e a eventual alteração do quadro legal relativo à remuneração da energia verde, que pode aumentar o prazo do retorno do investimento (matéria que aqui não foi abordada).

Na ETAR de Sesimbra, apesar de concentração de matéria volátil na lama espessada apresentar uma concentração razoável (28 g/L), situou-se abaixo dos 50 g/L perspectivados em projecto, pois a população servida actualmente está aquém do previsto (18.000 hab.eq. no ano 0). Como consequência, a alimentação do digestor ficou aquém do projectado (1 725 m³/mês SST).

Valores baixos da carga volúmica influenciam o tempo de retenção das lamas, menor taxa remoção sólidos, menor produção de biogás, requer maior capacidade de aquecimento, implicando uma diminuição da alcalinidade. O tempo de retenção de sólidos definido em projecto situa-se entre 25 e 30 dias, porém o tempo de retenção foi superior (34 dias a 31,3°C) o que compensou a temperatura não ser a ideal (35°C), não saindo prejudicada a degradação de sólidos voláteis.

Dos 3 anos de monitorização efectuada e analisados os resultados, constata-se que:

- A concentração de AGV foi superior ao valor de referência em 2009 e 2010;
- A alcalinidade situou-se dentro do intervalo de referência em 2010 e 2011;
- A relação AGV/TAL situou-se sempre acima do 0,2;
- O pH das lamas espessadas deverá encontrar-se no intervalo [4;8,5]. Facto que se verificou;

- O pH das lamas digeridas encontra-se dentro do intervalo de funcionamento ([6,8;7,2]);

Apesar dos constrangimentos verificou-se uma boa qualidade no biogás produzido, pois o sistema de cogeração permitiu reduzir em cerca de 15% a dependência energética da ETAR de Sesimbra, no período temporal estudado. Este facto implica uma redução de custos energéticos da instalação. Esta redução de custos é significativa e seria expectável que a produção continuasse a aumentar e o processo de biodigestão otimizado, não fosse a questão económica relacionada com o processo de purificação de gás. Não obstante as variações no que se refere à produção de biogás, este apresenta uma boa qualidade para utilização no sistema de cogeração.

Na ETAR do Seixal, que se encontra em fase de arranque da biodigestão, muito à ainda a fazer, pois será necessário que se desenvolva a microfauna específica, adaptada às lamas de alimentação. Para tal, é fundamental que os parâmetros operacionais sejam revistos, otimizados, controlados e adequados ao fim pretendido. Nesta fase, a optimização do processo é prioritária. São, por isso, recomendáveis as seguintes acções:

- Inclusão no plano de monitorização das análises aos AGV e alcalinidade total, bem como do pH;
- Realização de determinações analíticas quer às lamas, quer ao afluente bruto, à presença de substâncias inibidoras (metais pesados, sulfatos, azoto amoniacal, etc.), enquanto o processo não é estabilizado
- Deverá ser analisado o parâmetro CQO nas lamas espessadas, a fim de avaliar a sua biodegradabilidade. Poder-se-á deixar de efectuar esta análise após estabilização do processo de biodigestão
- A temperatura, pH deverá ser monitorizada diariamente;
- Controlo de alimentação aos digestores, deverá ser efectuado através da carga de Sólidos Voláteis em vez de através do caudal de alimentação (MS);
- Deverá ser efectuada a medição da % de Sólidos Voláteis, com uma periodicidade diária;
- Inspeção visual diária à consistência, cor e cheiro de lamas digeridas e à cobertura do digestor.

Ao longo do estudo realizado, evidenciou-se a importância do controlo analítico e da execução

das determinações dos parâmetros essenciais ao funcionamento das estações de tratamento de águas residuais. Não obstante o tipo de ETAR, os equipamentos instalados, os órgãos edificadas, o processo e tipo de tratamento implementado, todas e quaisquer medidas e acções a tomar na sua operação e exploração são, forçosamente, baseadas em resultados analíticos.

As análises realizadas no LCP têm como objectivo fornecer resultados analíticos baseados em serviços de qualidade, contribuindo para o atingir de objectivos da empresa e das instalações sob a sua gestão, de forma a obter o reconhecimento de influenciador do seu próprio sucesso.

O LCP tem e terá como actividade principal a execução de análises e o apoio à operação e exploração das infraestruturas a cargo da SIMARSUL.

Os benefícios e mais-valias consequentes da evolução e desenvolvimento da actividade laboratorial dentro da SIMARSUL são, mais do que financeiros, subjectivos e intangíveis.

A biodigestão de lamas é um processo complexo que requer um ambiente anaeróbio e depende de simbiose de uma comunidade microbológica activa para transformar a matéria orgânica em metano e dióxido de carbono, maioritariamente, diminuindo a quantidade de sólidos que serão encaminhados para a desidratação e posterior deposição ou valorização, mediante o cumprimento dos requisitos legais vigentes.

Apesar dos diversos passos no processo de digestão anaeróbia, a hidrólise é, geralmente, o passo limitante. Além das condições anaeróbias, vários outros factores e parâmetros afectam o decorrer do processo, tais como o pH, alcalinidade, temperatura e tempos de retenção. Todos estes parâmetros, aliados ao tipo de reactor utilizado, assim como à redução de matéria volátil requerida e à carga orgânica afluenta, através do estudo cinético do metabolismo, é possível determinar o rácio de produção de metano esperado e consequente eficiência energética.

O estudo cinético do metabolismo, abordada no ponto 4.4, poderá ser desenvolvido em estudos futuros, dada a sua importância na optimização do processo de biodigestão, na produção de biogás e na sua qualidade.

O desenvolvimento de reagentes/material com capacidade de adsorção/absorção de H_2S , para a purificação de biogás com custos menores aos que hoje se praticam só traria vantagens à operação de sistemas de cogeração.

Existe uma grande necessidade de rentabilizar a produção de energia a partir do biogás por motivos políticos, ambientais e até devido à cada vez maior escassez de recursos.

10 BIBLIOGRAFIA

- Appels, L. B. (2008). Principles and Potential of Anaerobic Digestion of Waste-activated Sluds. *Progress in Energy and Combustion Science* .
- Bancesi, A. M. (2009). *Valorização Agronómica/Energética de Lamas*. Instituto Superior de Agronomia, Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, Lisboa.
- Bitton, G. (2005). *Wastewater Microbiology*. New Jersey: Wiley-Interscience.
- Cantinho, P. (2002). *Sebenta da cadeira de Ecologia Aplicada*. Lisboa.
- Cantinho, P. (2003). *Sebenta de Sistemas de Tratamento e Gestão de Resíduos*. Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, Departamento de Eng^a Química, Ambiente e Qualidade.
- CEE. (2000). *Guia Técnico de Biogás*. CCE - Centro para a Conservação de Energia.
- CEEETA. (2001). *Tecnologias de Microgerção e Sistemas Periférico*. Centro de Estudos em Economia da Energia, dos Transportes e do Ambiente.
- Chang, R. (2005). *Química* (8ª Edição ed.). (McGraw-Hill, Ed.) Madrid: McGraw-Hill.
- Cimochowicz-Rybicka, M. (2001). *Efect of Anaerobic Sludge Composition on a Biogas Production*. Institute of Water Supply and Environmental Protection, Cracow University of Technology, Poland.
- D.L.152/97. *Decreto-Lei 152/97 de 19 de Junho, Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.
- D.L.152/97. (s.d.). *Decreto-Lei 152/97 de 19 de Junho, Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.
- D.L.183/2009. (s.d.). *Decreto-Lei nº183/2009, de 10 de Agosto. Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional* .
- D.L.194/2004. *Decreto-Lei 194/2004 de 22 de Junho, Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.
- D.L.194/2004. (s.d.). *Decreto-Lei 194/2004 de 22 de Junho, Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.
- D.L.198/2008. *Decreto-Lei 198/2008 de 8 de Outubro, Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.
- D.L.198/2008. (s.d.). *Decreto-Lei 198/2008 de 8 de Outubro, Ministério do Ambiente, do*

Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional.

D.L.276/2009. (s.d.). Decreto-Lei nº276/2009, de 2 de Outubro. *Ministério do Ambiente, do Ordenamento do Território e do Desenvolvimento Regional*.

Duarte, E. d. (1991). *Digestão anaeróbia e valorização de efluentes de suinicultura*. Tese de Doutoramento, Universidade Nova de Lisboa, Faculdade de Ciências e Tecnologia.

EDUCOGEN. (2001). *The European Educational Tool on Cogeneration*. COGEN.

EPA. (2008). *Catalog of CHP Technologies*. U.S. Environmental Protection Agency.

EPA. (2007). *Opportunities for and Benefits of Combined Heat and Power at Wastewater Treatment Facilities*. U.S. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership.

ERSE. (2009). *Plano de Promoção da Eficiência no Consumo de Energia Eléctrica*. Entidade Reguladora dos Serviços Energéticos.

Ferreira, A. (2010). *Digestão Anaeróbia - Enquadramento e perspectiva histórica*. ISEL (p. Módulo 01). Lisboa: Portugal.

Ferreira, A. (2010). *Digestão Anaeróbia - Tratamentos Mecânicos-Biológicos*. In C. d. Química (Ed.). (p. Capítulo 4). Lisboa: Instituto Superior de Engenharia de Lisboa.

Gerardi, M. H. (2006). *Wastewater Bacteria* (3Th Edition ed.). New Jersey: Wiley-Interscience.

homologa.ambiente.sp.gov.br/biogas. (24 de Janeiro de 2011).

http://ec.europa.eu/energy/index_pt.html. (20 de Janeiro de 2011).

<http://homologa.ambiente.sp.gov.br/biogas>. (24 de Janeiro de 2011).

http://pt.wikipedia.org/wiki/Ficheiro:Turbine_gaz_animee.gif. (2011).

IEA. (2000). *Biogas Upgrading and Utilisation - Task 37*. IEA Bioenergy.

Ljungdahl, L. G. (2003). *Biochemistry and Physiology of Anaerobic Bacteria*. In L. G. Ljungdahl, M. W. Adams, L. L. Burton, & M. K. Johnson. New York: Springer - Verlag Now York, Inc.

Lusk, P. (1998). *Methano Recovery From Animal Manures: The Current Opportunities Casebook*. Washington, D.C.: National Renewable Energy Laboratory, U.S. Dep. of Energy.

McCarty, P. (2001). *The development of anaerobic treatment and its future* (Vol. 44). Water Science and Technology.

ME. (s.d.). <http://www.min-economia.pt/>. Obtido de Estatísticas rápidas.

- MEI. (2007). *Uma política de energia com ambição*. Ministério da Economia e Inovação.
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse*. McGraw Hill, 4.ª edição.
- Monnet, F. (2003). *An Introduction to Anaerobic Digestion of Organic Wastes*. Remade Scotland.
- Salomon, K. R. (2007). *Avaliação Técnico-Económica e Ambiental da Utilização do Biogás Proveniente da Biodigestão da Vinhaça em Tecnologias para Geração de Electricidade*. Tese de Doutoramento, Universidade Federal de Itajubá.
- Santos, M. T. (2010). *Contribuição para o Estudo da Digestão Anaeróbia de Resíduos Orgânicos*. Lisboa: Universidade Nova de Lisboa, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente.
- Silva, C. A. (2009). *Limpeza e Purificação de Biogás*. Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro, Departamento de Engenharias. Vila Real: Escola de Ciência e Tecnologia.
- Simarsul, S. (2007). *Empritada de Concepção/Construção da Reformulação e Beneficiação da ETAR de Sesimbra*.
- Simarsul, S. (2011). <http://www.simarsul.pt>.
- Simarsul, S. (2010). *Manual de Instruções de Funcionamento e de Manutenção - ETAR do Seixal*. Setúbal.
- Simarsul, S. (2006). *Memória Descritiva e Justificativa da ETAR de Sesimbra*.
- Simarsul, S. (2007). *Projecto de Execução da ETAR do Seixal*.
- Simões, C. C. (2007). *Avaliação de Impacte Ambiental de Projectos de ETAR e Articulação dos Procedimentos de AIA e DE Licenciamento Ambiental*. Instituto Superior Técnico, Dissertação para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, Lisboa.
- Sistema de Responsabilidade Empresarial - Simarsul, S. (2010). *Manual de Protecção Contra Explosões*. Setúbal.
- Smith, K. R. (2006). *Power Quality Application Guide*. Leonard Power Quality Initiative.
- UNEP, U. N. (2006). *Thermal Energy Equipment: Cogeneration*. In *Energy Efficiency for Industry in Asia*.
- Wellinger, A. L. (2009). *Biogas Upgrading and Utilization, Task 24*. IEA Bioenergy.

Wellinger, A. P. (2009). *Biogas upgrading technologies – developments and innovations - Task 37*. IEA Bioenergy.

www.dgge.pt/. (20 de Janeiro de 2011).

www.energiasrenovaveis.com. (20 de Janeiro de 2011).

www.min-economia.pt. (21 de Janeiro de 2011).

Anexos

Anexos I

Laboratório de Controlo de Processo da Simarsul

O controlo analítico associado ao tratamento das águas residuais efectuado na Simarsul compreende a monitorização das águas residuais tratadas nas ETAR que integram o sistema, o controlo do processo e a verificação da conformidade legal dos resíduos/sub-produtos gerados (areias, gradados, lamas de depuração e biogás) e dos meios receptores.

O Laboratório de Controlo do Processo da Simarsul (LCP) tem incumbência de assegurar o controlo analítico dos processos de tratamento, bem como a descargas externas efectuadas, compreendendo ensaios físicos, químicos e biológicos mencionados na legislação vigente. Acumula, ainda, a responsabilidade de verificar e avaliar a prestação de serviço externo de controlo analítico, no âmbito da verificação da conformidade legal das descargas realizadas, dos subprodutos e resíduos produzidos, assim como da monitorização de meios receptores.

De modo a assegurar a eficácia do controlo da qualidade das análises, o LCP elaborou um programa de Controlo da Qualidade Laboratorial (CQ), baseado na realização de ensaios analíticos, verificação e calibração dos equipamentos e materiais usados, e respectivo tratamento estatístico dos dados recolhidos, permitindo avaliar o desempenho do Laboratório e demonstrar a conformidade com os requisitos técnicos e de gestão, constantes na norma específica para laboratórios de ensaio, a NP EN ISO/IEC 17025.

Recursos humanos

A equipa que constitui o Laboratório é composta por 4 colaboradoras com formação especializada e distribuídas do seguinte modo:

- Coordenadora do Departamento de Laboratórios, Licenciada em Engenharia Química, Ambiente e Qualidade;
 - Três técnicas de laboratório:
Licenciada em Química Aplicada, ramo de Biotecnologia,
Analista nível IV, Análises Laboratoriais de Controlo da Qualidade Agro-Alimentar,
Analista nível III, Técnica de Laboratório de Físico-Química.
-

Com frequência, são proporcionados estágios curriculares e visitas técnicas de Escolas Secundárias, Profissionais e Faculdades. No ano de 2010 foram recebidos no LCP, 10 estagiários, desde o nível III ao nível V. Em 2011, até à data, foram já recebidos 12 estagiários de nível V, nível III e um de nível II.

Equipamentos e materiais de laboratório

Os equipamentos e material existentes para o desenvolvimento da actividade laboratorial encontram-se descritos e documentados de forma apropriada (conforme o referido na norma NP EN ISO/IEC 17025). Os mesmos são utilizados conforme os procedimentos de utilização respectivos. No que diz respeito à sua recepção, disponibilização, identificação, funcionamento, manutenção e calibração existem, igualmente, instruções para o efeito

Crítérios de conduta no LCP

Os colaboradores com funções associadas ao Laboratório devem moderar a sua conduta em termos da utilização do espaço de trabalho e no manuseamento de substâncias químicas, amostras biológicas, materiais e equipamentos, mantendo uma atitude consciente de prevenção em relação aos potenciais riscos existentes.

Recepção e registo de amostras

As amostras são entregues no LCP nos dias definidos pelos Planos de Controlo Analítico, entre as 9 às 18 horas. A sua recepção é realizada no espaço reservado para o efeito, pelo técnico responsável por essa actividade.

Antes do registo de entrada de amostras, o analista verifica se as amostras estão em conformidade com as especificações requeridas, tais como a identificação, data, o tipo de amostra (simples ou composta), a quantidade do material colhido mediante os parâmetros a analisar, bem como o recipiente utilizado, o seu acondicionamento e higienização. Devem, também, ser acompanhadas pelo relatório de recolha de amostras. As amostras inadequadas implicam uma segunda colheita.

Os materiais usados na colheita, transporte, análise e conservação das amostras, assim como os envolvidos na limpeza e descontaminação dos materiais, não têm quaisquer outros propósitos.

A limpeza e descontaminação dos diversos materiais são efectuadas sempre que se verifica a sua necessidade e após a sua utilização ou contacto com a amostra. No final de cada dia de trabalho, os postos de trabalho são igualmente limpos e descontaminados. Depois de secos, os recipientes são armazenados em locais próprios, de modo a reduzir o risco de contaminação.

Realização de ensaios

Os ensaios realizados para o controlo do processo de tratamento da água residual decorrem simultaneamente ao Controlo da Qualidade (CQ), estando a periodicidade definida no Plano de Controlo de Padrões, e representaram 10% das determinações analíticas realizadas.

As determinações analíticas efectuadas no Laboratório de Controlo de Processo da Simarsul são apresentadas na Tabela 36, cujos métodos implementados são descritos nas respectivas Instruções de Trabalho. A metodologia usada nos ensaios do CQ é a implementada no LCP para a análise dos parâmetros nas amostras de água residual. Salienta-se que em diversos parâmetros existem diferentes gamas de trabalho, e mesmo diferentes metodologias, de modo a possibilitar uma quantificação analítica mais abrangente nas amostras analisadas, tal como se pode observar na tabela 7.

Os resultados obtidos nos ensaios são registados em impressos próprios.

O resumo dos resultados obtidos no âmbito do CQ de 2010 apresenta-se na tabela 36. A suma inclui informação relativa aos resultados satisfatórios obtidos no CQ, considerando os limites e critérios de aceitação definidos, a estimativa das incertezas (U) associadas aos ensaios analíticos realizados no LAB, bem como o cálculo dos respectivos Limites de Detecção (LD) e Limites de Quantificação (LQ), considerando um intervalo de confiança de 95%.

Tabela 37 - Resultados médios anuais obtidos para os métodos analíticos, no âmbito do CQ.

Parâmetros analíticos	Metodologia	Gama de trabalho	LD	LQ	U	Unidades
pH	Potenciometria	0-14	0,04	0,21	0,04	Escala
Condutividade	Conductimetria	1-3000000	-	-	0,1	µS/cm
Oxigénio dissolvido (OD)	Electrometria	0-90	-	-	0,10	mg/L O ₂
Sólidos suspensos totais	Gravimetria	-	3,6	5,6	0,5	mg/L
Carência bioquímica de oxigénio (CBO ₅)	Winkler	-	1,5	4,7	0,2	mg/L O ₂
	Manométrico	0-999	5,8	19,7	0,3	
	Manométrico	0-2000	5,3	16,7	0,7	
Carência química de oxigénio (CQO)	Testes à pequena escala	5-60	18,0	22,6	0,1	mg/L O ₂
		15-150	19,4	29,4	0,1	
		100-2000	119,3	143,2	0,1	
Azoto total (Nt)	Testes à pequena escala	1-16	1,1	1,7	0,1	mg/L N
		5-40	6,2	9,2	0,2	
		20-100	24,3	37,8	0,6	
Nitratos (NO ₃ ⁻)	Testes à pequena escala	1-60	1,16	1,95	0,29	mg/L NO ₃
Azoto amoniacal (NH ₄ ⁺)	Testes à pequena escala	2,5-60	2,79	3,75	0,08	mg/L NH ₄
Nitritos (NO ₂ ⁻)	Testes à pequena escala	0,05-2	0,06	0,12	1,00	mg/L NO ₂
Fósforo total (Pt)	Testes à pequena escala	0,5-5	1,2	1,2	1,0	mg/L P
		2-20	2,5	3,2	0,4	
Cloretos (Cl ⁻)	Testes à pequena escala	70-1000	77,6	95,5	0,2	mg/L Cl ⁻
Matéria seca (MS)	Balança de humidade	0-50000	15963	21984	0,4	mg/L

Tratamento e emissão de resultados

Após a realização das determinações analíticas, os resultados obtidos deverão ser sujeitos a tratamento matemático, estatístico e interpretados quimicamente, sendo completadas as folhas de trabalho correspondentes.

O responsável técnico verifica a coerência e veracidade dos resultados e insere-os na pasta correspondente na rede interna da Simarsul. Por fim, em caso de necessidade, procede-se à emissão do Boletim de Análise, onde constam os parâmetros analíticos requeridos, o método de análise, o respectivo resultado e as unidades em que este é expresso, além da identificação da infraestrutura, data e local da colheita, tipo de amostra, código da amostra, início e fim da análise.

O futuro

As futuras instalações do LCP, dado que as actuais são provisórias, encontram-se, nesta altura, em fase final de construção, prevendo-se que a recepção das mesmas ocorra durante o mês de Outubro.

O investimento efectuado pela empresa e a aposta da sua administração na área do controlo analítico têm como objectivo a melhoria da monitorização das instalações sob gestão da Simarsul, a optimização do processo, bem como a rentabilização dos recursos humanos e materiais disponíveis, potenciando a redução da prestação de serviço externo já que se perspectiva a acreditação do laboratório.

Este investimento permite a criação de novas valências à empresa, não só em termos de autonomia, mas também a criação de oportunidades relativamente ao controlo da qualidade da água, dependendo da estratégia da empresa.

Anexos II

Resultados analíticos referentes à ETAR de Sesimbra.

Ano de 2009

Saída do espessador:

LAMAS		Saída do espessador		
		MS	MV	pH
06-01-2009	%	7,23	4,21	5,5
	mg/L	61500	35800	
15-01-2009	%	8,75	5,64	
	mg/L	69000	44375	
22-01-2009	%	5,76	3,65	
	mg/L	56000	35525	
29-01-2009	%	6,09	3,72	
	mg/L	51000	31175	
03-02-2009	%	6,06	3,73	5,74
	mg/L	55000	33950	
12-02-2009	%	6,49	3,62	
	mg/L	55500	30950	
19-02-2009	%	5,42	2,88	
	mg/L	53250	28325	
27-02-2009	%	6,48	3,72	
	mg/L	56000	32150	
03-03-2009	%	5,04	3,2	5,8
	mg/L	43500	27650	
03-03-2009	%	0,65	0,35	
	mg/L	6500	3475	
19-03-2009	%	6,22	3,81	
	mg/L	49500	30325	
26-03-2009	%	5,16	3,47	
	mg/L	47000	31650	
07-04-2009	%	7,69	5,15	6
	mg/L	59000	39525	
16-04-2009	%	4,38	2,75	
	mg/L	43000	27000	
23-04-2009	%	4,98	3,46	
	mg/L	42500	29550	
30-04-2009	%	7,52	5,04	
	mg/L	48500	32500	
05-05-2009	%	5,63	4	5,38
	mg/L	44000	31300	
14-05-2009	%	4,65	3,23	
	mg/L	46500	32300	
21-05-2009	%	2,91	1,9	
	mg/L	28000	18300	
28-05-2009	%	5,06	3,73	

	mg/L	39500	29100	
02-06-2009	%	4,55	3,34	5,28
	mg/L	42500	31200	
12-06-2009	%	3,4	2,36	
	mg/L	31000	21400	
18-06-2009	%	5,75	3,93	
	mg/L	45500	31050	
25-06-2009	%	6,26	4,25	
	mg/L	46000	31250	
07-07-2009	%	2,8	2,13	5,62
	mg/L	27500	20900	
16-07-2009	%	2,79	2,07	
	mg/L	26500	19650	
23-07-2009	%	4,45	3,4	
	mg/L	36000	27550	
30-07-2009	%	2,41	1,9	
	mg/L	23500	18500	
04-08-2009	%	3,04	2,22	6,56
	mg/L	30000	21900	
13-08-2009	%	2,62	1,85	
	mg/L	23500	16650	
20-08-2009	%	1,57	1,1	
	mg/L	16500	11500	
27-08-2009	%	3,22%	2,62%	
	mg/L	32500	26450	
01-09-2009	%	3,90%	2,96%	6,64
	mg/L	36000	27300	
10-09-2009	%	3,08%	2,32%	
	mg/L	32000	24150	
24-09-2009	%	4,59%	3,36%	
	mg/L	42500	31100	
06-10-2009	%	3,90%	2,93%	5,79
	mg/L	44500	33400	
15-10-2009	%	4,89%	3,40%	
	mg/L	42500	29550	
22-10-2009	%	5,07%	3,11%	
	mg/L	48500	29750	
29-10-2009	%	2,57%	1,90%	
	mg/L	25000	18450	
03-11-2009	%			7,04
	mg/L	3030	2700	
12-11-2009	%	4,43%	3,42%	
	mg/L	38500	29700	
19-11-2009	%	3,56%	2,47%	
	mg/L	34500	23950	
26-11-2009	%	6,47%	4,20%	
	mg/L	50000	32450	
02-12-2009	%	7,66%	5,04%	5,86
	mg/L	44500	29300	
11-12-2009	%	3,23%	2,58%	
	mg/L	31500	25200	
17-12-2009	%	6,48%	3,96%	
	mg/L	55500	33900	

Saída do digestor

Data		Saída Digestor				
		MS	MV	pH	Ácidos Gordos	Alcalinidade
06-01-2009	%	3,21%	1,60%	7,2		
	mg/L	33750	16775		3000	8100
15-01-2009	%	2,99%	1,44%			
	mg/L	29000	13975	2800	7700	
22-01-2009	%	1,96%	0,95%			
	mg/L	20500	9925			
29-01-2009	%	3,02%	1,41%			
	mg/L	29500	13775			
03-02-2009	%	2,45%	1,11%	7,3		
	mg/L	25000	11400		3400	8900
12-02-2009	%	3,36%	1,59%			
	mg/L	33500	15800			
19-02-2009	%	2,98%	1,32%			
	mg/L	29750	13175	3600	10000	
27-02-2009	%	3,99%	1,75%			
	mg/L	38250	16750			
03-03-2009	%	3,56%	1,44%	7,3		
	mg/L	34750	14,025		3800	9700
03-03-2009	%	3,64%	1,57%			
	mg/L	36250	15625			
19-03-2009	%	3,25%	1,36%			
	mg/L	32000	13425	3200	9700	
26-03-2009	%	2,29%	0,97%			
	mg/L	23000	9700			
07-04-2009	%	3,20%	1,65%	7,2		
	mg/L	30500	15700		2200	5700
16-04-2009	%	2,94%	1,32%			
	mg/L	28000	12600			
23-04-2009	%	2,93%	1,38%			
	mg/L	27750	13125	2600	7000	
30-04-2009	%	3,14%	1,39%			
	mg/L	30500	13450			
05-05-2009	%	2,28%	1,07%	7,2		
	mg/L	24000	11300		2600	8400
14-05-2009	%	2,89%	1,60%			
	mg/L	3000	16600			
21-05-2009	%	2,23%	1,04%			
	mg/L	23000	10750	2800	8400	
28-05-2009	%	2,04%	1,03%			
	mg/L	20500	10400			
02-06-2009	%	2,25%	1,18%	7,0		
	mg/L	24500	12850		15800	28000
12-06-2009	%	1,72%	0,82%			
	mg/L	18000	8650			
18-06-2009	%	2,08%	1,00%			
	mg/L	21000	10100	2000	6700	
25-06-2009	%	1,97%	0,97%			
	mg/L	19500	9600			

07-07-2009	%	2,15%	1,27%	7,3	1900	6000
	mg/L	21500	12700			
16-07-2009	%	1,87%	1,06%			
	mg/L	19000	10700			
23-07-2009	%	1,66%	1,02%		1640	5000
	mg/L	17000	10450			
30-07-2009	%	1,19%	0,58%			
	mg/L	12000	5850			
04-08-2009	%	1,36%	0,78%	7,2	1520	4900
	mg/L	14000	8000			
13-08-2009	%	1,02%	0,44%			
	mg/L	10000	4300			
20-08-2009	%	1,06%	0,61%		1240	3600
	mg/L	10500	6100			
27-08-2009	%	1,30%	0,79%			
	mg/L	13500	8150			
01-09-2009	%	1,39%	0,84%	7,0	1280	3700
	mg/L	14500	8800			
10-09-2009	%	1,10%	0,53%			
	mg/L	12000	5850			
24-09-2009	%	1,58%	0,89%			
	mg/L	16000	9000			
06-10-2009	%	1,13%	0,60%	7,2	1340	4100
	mg/L	12000	6350			
15-10-2009	%	1,41%	0,63%			
	mg/L	14500	6550			
22-10-2009	%	1,74%	1,08%		1580	4200
	mg/L	17500	10875			
29-10-2009	%	1,51%	0,74%			
	mg/L	15000	7400			
03-11-2009	%	2,35%	1,35%	7,3	1820	4800
	mg/L	22500	12950			
12-11-2009	%	1,92%	1,23%			
	mg/L	19500	12450			
19-11-2009	%	1,65%	0,87%		1820	4600
	mg/L	16750	8775			
26-11-2009	%	1,73%	0,95%			
	mg/L	17500	96000			
02-12-2009	%	2,03%	1,19%	7,7	2200	5700
	mg/L	20000	11750			
11-12-2009	%	1,69%	0,79%			
	mg/L	17000	7950			
17-12-2009	%	1,74%	0,92%		1500	5500
	mg/L	18000	9500			

Biogás

BIOGÁS (sem tratamento)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
04-03-2008	29,5%	67%	0%	-	-
03-06-2008	31,1%	67,7%	0%	-	-
01-10-2008	32,0%	69,5%	0,3%	-	-
27-01-2009	35,2%	64,1%	0,2%	> 500	> 500
06-05-2009	35,0%	63,6%	0,6%	> 500	> 500
16-06-2009	35,9%	62,6%	0,6%	> 500	> 500
09-07-2009	35,4%	63,0%	0,9%	> 500	> 500
11-08-2009	33,8%	64,8%	0,8%	> 500	> 500
08-09-2009	35,1%	63,5%	0,8%	> 500	> 500
09-12-2009	36,7%	62,9%	1,0%	> 500	> 500

BIOGÁS (após dessulfurização)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
27-01-2009	35,0%	64,2%	0,3%	> 500	> 500
10-03-2009	35,5%	64,6%	0,2%	91	314
06-05-2009	35,0%	63,5%	0,6%	23	164
16-06-2009	36,0%	62,5%	0,5%	> 500	> 500
09-07-2009	36,1%	64,0%	0,4%	30	175
11-08-2009	34,1%	66,2%	0,6%	21	139
08-09-2009	35,2%	64,4%	0,9%	308	>500
09-12-2009	36,9%	62,8%	0,7%	39	197

Ano de 2010

Saída do espessador:

LAMAS		MS	MV	pH	CQO	Nt	Pt	NH4
05-01-2010	%	6,48	3,89	5,91				
	mg/L	52500	31550					
21-01-2010	%	4,92	3,44					
	mg/L	47500	33200					
28-01-2010	%	3,93	4,1					
	mg/L	35000	36550					
02-02-2010	%	4,21	3,23	5,63				
	mg/L	39000	29900					
11-02-2010	%	5,77	3,84					
	mg/L	51000	33900					
18-02-2010	%	10,07	5,81					
	mg/L	61000	38300					
25-02-2010	%	6,78	3,82					
	mg/L	51500	29050					
02-03-2010	%	6,48	3,5	6,22				
	mg/L	61000	32950					
11-03-2010	%							
	mg/L							
18-03-2010	%	11,16	4,73					
	mg/L	71500	30300					
25-03-2010	%	8,87	3,77					
	mg/L	63500	27000					
06-04-2010	%	8,61	4,56	6,17				
	mg/L	69000	36550					
15-04-2010	%	6,85	4,25					
	mg/L	52500	32550					
22-04-2010	%	7,13	4,31					
	mg/L	64000	38650					
29-04-2010	%	5,08	3,56					
	mg/L	45000	31600					
04-05-2010	%	5,04	3,73	5,46				
	mg/L	47000	34750					
14-05-2010	%	1,46	0,9					
	mg/L	14500	8950					
20-05-2010	%	4,41	3,32					
	mg/L	41000	30850					
27-05-2010	%	4,01	2,83					

	mg/L	39000	27550					
01-06-2010	%	1,92	1,4	5,73				
	mg/L	18500	13450					
11-06-2010	%	6,58	4,08					
	mg/L	52000	32250					
17-06-2010	%	5,15	3,41					
	mg/L	47500	31450					
24-06-2010	%	1,36	0,87					
	mg/L	14000	8950					
15-07-2010	%	2,26	1,66	5,61				
	mg/L	21000	15400					
07-09-2010	%	3,12	2,41	5,84				
	mg/L	31500	24350					
16-09-2010	%	5,11	3,94					
	mg/L	43500	33550					
23-09-2010	%	3,25	2,63					
	mg/L	29500	23900					
30-09-2010	%	3,02	2,01					
	mg/L	30000	19950					
06-10-2010	%	5,04	3,24					
	mg/L	45500	29250					
14-10-2010	%	5,36	3,1					
	mg/L	50500	29150					
21-10-2010	%	1,87	0,71	6,47				
	mg/L	16500	6300					
28-10-2010	%	5,25	3,95					
	mg/L	40500	30450					
02-11-2010	%	4,53	2,96	5,7				
	mg/L	40500	26500					
11-11-2010	%	4,68	3,76					
	mg/L	41000	32950					
18-11-2010	%	3,81	2,61	5,7		1843		184
	mg/L	35000	24000					
25-11-2010	%	6,37	4,4					
	mg/L	43500	30050					
07-12-2010	%	4,55	2,73	5,73	48500	1275	285	128,4
	mg/L	38000	22850					
16-12-2010	%	3,65	2,46					
	mg/L	37250	25125					
23-12-2010	%	6,01	3,29	6,02		1625		138
	mg/L	60000	32900					
30-12-2010	%	7,71	5,12					
	mg/L	69000	45800					

Saída do digestor

Data	Unidade	MS	MV	pH	AGV	TAC	Nt	NH4
05-01-2010	%	4,72%	2,63%	7,1	1740	8600		
	mg/L	42000	23450					
28-01-2010	%	2,49%	1,14%		2400	8100		
	mg/L	24500	11250					
02-02-2010	%	3,52%	1,85%	7,3	2600	9200		
	mg/L	34500	18125					
11-02-2010	%	2,82%	1,45%					
	mg/L	28500	14650					
18-02-2010	%	2,44%	1,17%					
	mg/L	24500	11700					
19-02-2010	%				3400	10000		
	mg/L							
25-02-2010	%	2,89%	1,51%					
	mg/L	29500	15450					
02-03-2010	%	3,36%	1,71%	7,2	4400	7700		
	mg/L	34500	17600					
18-03-2010	%	6,09%	2,16%		5200	8200		
	mg/L	63000	22300					
25-03-2010	%	5,00%	1,67%					
	mg/L	50500	16850					
06-04-2010	%	4,47%	1,53%	7,6	3200	6600		
	mg/L	45000	15400					
15-04-2010	%	1,56%	0,38%					
	mg/L	16000	3900					
22-04-2010	%	3,84%	1,35%		3000	6100		
	mg/L	38000	13350					
29-04-2010	%	3,92%	1,51%					
	mg/L	38500	14850					
04-05-2010	%	3,81%	1,35%	7,4	980	1900		
	mg/L	37500	13250					
14-05-2010	%	4,01%	1,55%					
	mg/L	39000	15100					
20-05-2010	%	3,12%	1,11%		960	1900		
	mg/L	30500	10850					
27-05-2010	%	3,01%	1,15%					
	mg/L	31000	11900					
01-06-2010	%	1,94%	1,45%	7,7	480	1500		
	mg/L	20000	14900					
11-06-2010	%	2,65%	1,15%					

	mg/L	26500	11500					
17-06-2010	%	2,90%	1,32%		740	1800		
	mg/L	30500	13850					
24-06-2010	%	3,02%	1,56%					
	mg/L	30000	15500					
06-07-2010	%	2,83%	1,55%	7,1	820	1800		
	mg/L	30000	16400					
15-07-2010	%	2,00%	0,88%					
	mg/L	19500	8600					
29-07-2010	%	1,84%	0,99%		1100	2300		
	mg/L	17500	9450					
03-08-2010	%	1,71%	0,84%	7,5	980	1700		
	mg/L	16500	8100					
12-08-2010	%	1,97%	1,16%					
	mg/L	19000	11150					
19-08-2010	%	1,79%	1,01%		1360	4500		
	mg/L	1700	9550					
26-08-2010	%	1,80%	1,02%					
	mg/L	19000	10750					
07-09-2010	%	1,81%	1,04%	7,3	1320	4700		
	mg/L	19000	10900					
16-09-2010	%	1,89%	1,20%					
	mg/L	19000	12050					
23-09-2010	%	1,56%	0,92%		1380	2200		
	mg/L	15500	9200					
30-09-2010	%	1,61%	0,98%					
	mg/L	15500	9450					
06-10-2010	%	1,64%	0,94%		660	2500		
	mg/L	15500	8900					
21-10-2010	%	1,67%	0,72%	7,2				
	mg/L	16500	7100					
28-10-2010	%	2,19%	1,08%		760	1400		
	mg/L	22000	10850					
02-11-2010	%	2,11%	0,97%	7,3	940	1800		
	mg/L	21500	9850					
11-11-2010	%	1,99%	0,99%					
	mg/L	19500	9700					
18-11-2010	%	1,79%	0,82%	7,6	1100	1800	1594,0	884,0
	mg/L	18000	8200					
25-11-2010	%	2,26%	1,16%					
	mg/L	23000	11800					
07-12-2010	%	2,17%	1,08%	7,6	680	2100	1800,0	325,1
	mg/L	21750	10825					

16-12-2010	%	1,55%	0,52%					
	mg/L	16000	5350					
23-12-2010	%	2,34%	0,87%	7,1	680	2800	1830,0	1004,0
	mg/L	25000	9350					
30-12-2010	%	3,02%	1,37%					
	mg/L	31000	14100					

Biogás

BIOGÁS (sem tratamento)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
09-04-2010	37,50%	62,20%	1,20%	> 500	> 500
30-06-2010	34,70%	63,40%	1,10%	497	> 500
01-07-2010	35,40%	63,80%	1,20%	> 500	> 500
02-12-2010	35,5	62,8	1,6	> 500	>500

BIOGÁS (após dessulfurização)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
30-06-2010	35,00%	64,70%	1,20%	16	51
01-07-2010	35,60%	64,60%	0,80%	141	384
06-07-2010	35,30%	64,60%	1,00%	420	> 500
02-12-2010	35,70%	63,10%	0,90%	80	285

Ano de 2011

Saída do Espessador

LAMAS		MS	MV	pH	CQO	Nt	SO ₄	NH ₄
04-01-2011	%	5,81	4,03	5,9				
	mg/L	60000	41700					
12-01-2011	%	4,36	2,89					
	mg/L	42000	27850					
20-01-2011	%	4,36	3,25	5,7	66350	1890		163
	mg/L	42000	31300					
26-01-2011	%	5,12	3,69					
	mg/L	45500	32800					
01-02-2011	%	6,01	4,06	6,0	47950	2135		227
	mg/L	55500	37500					
09-02-2011	%	4,85	3,72					
	mg/L	42500	32650					
17-02-2011	%	3,79	1,98	6,7	52450	1425		42,2
	mg/L	36500	19100					
23-02-2011	%	3,98	2,34					
	mg/L	39500	23200					
01-03-2011	%	4,43	3,22	6,1	43500	1520		97,21
	mg/L	40000	29000					
10-03-2011	%	7,62	5,63					
	mg/L	69000	51000					
17-03-2011	%	4,36	3,14	5,8	63750	2210		141,4
	mg/L	42500	30600					
23-03-2011	%	4,17	3,21					
	mg/L	34500	26600					
05-04-2011	%	3,86	3,1	5,6	50200	1675		65,25
	mg/L	35500	28500					
13-04-2011	%	3,95	3,1					
	mg/L	34000	26650					
21-04-2011	%	5,24	3,08	6,3	73400	2385		39,4
	mg/L	50500	29700					
27-04-2011	%	4,52	3,31					
	mg/L	40500	29650					
03-05-2011	%	4,31	3,07	5,4	51050	3540		124,9
	mg/L	42500	30300					
11-05-2011	%							
	mg/L							
19-05-2011	%	5,26	3,49	5,5	59000	1498		77,8

	mg/L	44000	29150					
25-05-2011	%	3,91	2,92					
	mg/L	36000	26850					
06-06-2011	%	3,81	2,87	5,9	53600	1685		63,4
	mg/L	37500	28250					
15-06-2011	%	2,74	2,13	5,8				
	mg/L	23500	18300					
24-06-2011	%	3,06	2,34	5,9	54150	1990	130	117,48
	mg/L	28000	21350					
29-06-2011	%	2,57	1,34	5,9				
	mg/L	23500	12250					

Saída do digestor

LAMAS		MS	MV	pH	AGV	TAC.	CQO	Nt	NH4
04-01-2011	%	3,32%	1,43%	7,1	720	1600			
	mg/L	33500	14400						
12-01-2011	%	3,06%	1,31%						
	mg/L	27500	11750						
20-01-2011	%	2,77%	1,22%	7,3	960	2200	26250	2105	1208,0
	mg/L	27000	11850						
26-01-2011	%	2,69%	1,24%						
	mg/L	25500	11750						
01-02-2011	%	3,03%	1,48%	7,2	580	2000	23100	2070	882,0
	mg/L	29000	14200						
09-02-2011	%	2,56%	1,16%						
	mg/L	25000	11300						
17-02-2011	%	2,74%	1,46%	7,3	1100	2200	31550	2195	216,6
	mg/L	28000	15100						
23-02-2011	%	2,85%	1,42%						
	mg/L	29000	14400						
01-03-2011	%	2,95%	1,43%	7,1	860	2100	11750	1425	227,2
	mg/L	27500	13350						
10-03-2011	%	2,93%	1,51%						
	mg/L	30250	15550						
17-03-2011	%	2,88%	1,55%	7,2	680	1900	33850	1920	174,2
	mg/L	28000	15050						
23-03-2011	%	4,08%	3,35%						
	mg/L	37000	30350						
05-04-2011	%	2,65%	1,47%	7,0	820	2000	31750	2135	70,3
	mg/L	24000	13300						
13-04-2011	%	2,57%	1,55%						

	mg/L	24500	14800						
21-04-2011	%	2,34%	1,35%	7,2	1000	2100	28100	2045	76,1
	mg/L	22000	12750						
27-04-2011	%	2,30%	1,29%						
	mg/L	22000	12350						
03-05-2011	%	3,49%	2,05%	7,0			36600	2065	174,5
	mg/L	33000	19350						
11-05-2011	%	2,32%	1,18%						
	mg/L	23500	12000						
19-05-2011	%	1,01%	0,44%	7,2	1300	2000	37450	2170	211,0
	mg/L	9500	4100						
26-05-2011	%	1,79%	1,07%						
	mg/L	18000	10750						
06-06-2011	%	2,45%	1,35%	7,4	1100	2200	37150	3045	290,3
	mg/L	24000	13250						
24-06-2011	%	2,25%	1,31%	7,4	820	2000	27000	1945	320,9
	mg/L	21000	12250						
29-06-2011	%	2,14%	1,29%	7,3					
	mg/L	20500	12350						

Biogás

BIOGÁS (sem tratamento)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
11-01-2011	35,3%	63,3%	1,1%	> 500	> 500
16-02-2011	37,3%	61,8%	0,09%	> 500	> 500
25-02-2011	35,6%	63,1%	0,05%	> 500	> 500
03-03-2011	35,1%	63,3%	0,06%	> 500	> 500
11-03-2011	34,8%	63,5%	0,05%	> 500	> 500

BIOGÁS (após dessulfurização)

Parâmetros	CO ₂	CH ₄	O ₂	CO (ppm)	H ₂ S (ppm)
11-01-2011	35,5%	64,0%	0,8%	150	397
28-01-2011	35,1%	63,2%	1,8%	276	> 500

Ano de 2009

Dados e cálculos efectuados

	Afluência à ETAR						Produção biogás				
	Caudal (m3/mês)	Concentração CBO5 (mg/l)	Concentração COO (mg/l O2)	Concentração Nt (mg/l N)	População (hab. eq.)	Caudal encaminhado para cogeração (m3/mês)	CH4 (%)	CO2 (%)	O2 (%)	H2S (ppm)	
Jan	101981	144,8	357,8	49,6	7936	151100	64,1%	35,2%	0,2%	> 500	
Fev	72360	168,5	425,8	45,8	7258	18920	-	-	-	-	
Mar	77183	270,3	686,0	67,5	11214	65940	-	-	-	-	
Abr	84208	238,6	514,6		11162	129700	-	-	-	-	
Mai	80885	275,5	534,5	56,3	11981	104700	63,6%	35,0%	0,6%	> 500	
Jun	89804	285,5	567,3	47,0	14244	98780	62,6%	35,9%	0,6%	> 500	
Jul	91810	368,8	813,2	60,0	18204	61520	63,0%	35,4%	0,9%	> 500	
Ago	96370	333,8	1163,5	61,4	17292	127280	64,8%	33,8%	0,8%	> 500	
Set	74503	358,3	1010,5	75,7	14828	128120	63,5%	35,1%	0,8%	> 500	
Out	95393	229,8	598,2	38,8	11786	64520	-	-	-	-	
Nov	87964	243,0	791,0	62,0	11875	74380	-	-	-	-	
Dez	87964	199,5	453,8	85,0	9435	5024	62,9%	36,7%	1,0%	> 500	
Valor Médio - 2009	86702	260	660	59	12268	85832,00	63,5%	35,3%	0,7%		
Total Anual - 2009	1040425	-	-	-	-	1029984	-	-	-		
Valor projecto Ano 0	82733	357			18000						

Funcionamento Digestão													
	Caudal lamas afluente à digestão (m ³ /mês)	Concentração o lamas afluentes digestão (g SST/l)	Concentração o lamas afluentes digestão (g SST/l)	Caudal lamas afluente à desidrataçã o (m ³ /mês)	Concentração o lamas digeridas (g SST/l)	Concentração o lamas digeridas (g SSV/l)	Quantidad e lamas afluentes digestão (kg SST/mês)	Quantidad e lamas afluentes digestão (kg SSV/mês)	Quantidade lamas afluentes desidrataçã o (kg SST/mês)	Quantidade lamas afluentes desidrataçã o (kg SSV/mês)	Taxa reduçã o matéri a volátil (%)	Tempo retençã o digestã o (dias)	Carga volumica digestão (kg SSV/m ³ .di a)
Jan	272	59	37	385	28	14	16132	9976	10843	5236	48%	68	0,54
Fev	317	55	31	389	32	14	17400	9927	12316	5562	44%	53	0,59
Mar	480	37	23	608	32	10	17573	11167	19138	5888	47%	39	0,60
Abr	519	48	32	683	29	14	25034	16677	19948	9376	44%	35	0,93
Mai	531	40	28	766	18	12	20979	14739	13497	9390	36%	35	0,79
Jun	566	41	29	757	21	10	23333	16249	15713	7800	52%	32	0,90
Jul	747	28	22	1080	17	10	21188	16166	18758	10715	34%	25	0,87
Ago	1040	26	19	1255	12	7	26657	19896	15064	8332	58%	18	1,07
Set	546	40	30	614	14	8	21801	16320	8693	4837	70%	33	0,91
Out	481	40	28	588	15	8	19311	13373	8669	4581	66%	39	0,72
Nov	476	32	22	554	33	19	15010	10576	18273	10521	1%	38	0,59
Dez	298	44	29	332	18	10	13065	8783	6087	3232	63%	62	0,47
Valor Médio - 2009	523	41	28	668	22,4	11,2	19790	13654	13917	7123	47%	40	0,75
Total Anual - 2009	6273	-	-	8010	-	-	237482	163849	166999	85470	-	-	-

Funcionamento - Cogeração														
Controlo Analítico - Digestão					Funcionamento - Cogeração									
pH lamas espessadas	pH lamas digeridas	AGV lamas digeridas (mg/l CH3COOH)	Alcalinidade de lamas digeridas (mg/l CaCO3)	Relação AGV/TAC	Energia produzida Motor 1 (kwh/mês)	Energia produzida Motor 2 (kwh/mês)	Horas Funcionamento Motor 1 (h/mês)	Horas Funcionamento Motor 2 (h/mês)	Produção de energia (kwh/mês)	En. Prod. / h func. (kWh/h)	Produção específica de energia (kwh/m ³)	Produção específica de energia (kwh/hectare)	Energia consumida à rede (kwh/mês)	Autonomia de produção de energia a partir do biogás (%)
Jan	5,5	7,2	2900	7900	0,37	716	7540	15	159	47,4	0,081	1,040	68683	10,7
Fev	5,7	7,3	3500	9450	0,37	8359	776	170	16	49,1	0,126	1,259	56632	13,9
Mar	5,8	7,3	3500	9700	0,36	5537	3184	113	67	48,5	0,113	0,778	61179	12,5
Abr	6,0	7,2	2400	6350	0,38	8391	6308	177	135	47,1	0,175	1,317	56482	20,7
Mai	5,4	7,2	2700	8400	0,32	3958	5152	83	111	47,0	0,113	0,760	61239	12,9
Jun	5,3	7,0	8900	17350	0,51	3021	4868	71	101	45,9	0,088	0,554	58828	11,8
Jul	5,6	7,3	1770	5500	0,32	4351	2984	92	72	44,7	0,080	0,403	69467	9,6
Ago	6,6	7,2	1380	4250	0,32	7419	6205	159	133	46,7	0,141	0,788	65867	17,1
Set	6,6	7,0	1280	3700	0,35	4617	6304	102	130	47,1	0,147	0,737	60176	15,4
Out	5,8	7,2	1460	4150	0,35	4948	3120	106	67	46,6	0,085	0,685	63156	11,3
Nov	7,0	7,3	1820	4700	0,39	3584	3640	79	80	45,4	0,082	0,608	57853	11,1
Dez	5,9	7,7	1850	5600	0,33	1439	4179	33	89	46,0	0,064	0,595	71418	7,3
Valor Médio - 2009	5,9	7,2	2788,3	7254	0,36	4695	4522	100	97	46,8	0,11	0,79	62582	12,9
Total Anual - 2009	-	-	-	-	-	56340	54260	1200	1160	-	-	-	750980	-

Ano de 2010

Dados e cálculos efectuados

	Afluência à ETAR					Produção biogás				
	Caudal (m3/mês)	Concentração CBO5 (mg/l)	Concentração COO (mg/l O2)	Concentração Nt (mg/l N)	População (hab. eq.)	Caudal encaminhado para cogeração (m3/mês)	CH4 (%)	CO2 (%)	O2 (%)	H2S (ppm)
Jan-10	103279	229	640	17,2	12716	3920	-	-	-	-
Fev-10	110427	178	350	63	11700	1560	-	-	-	-
Mar-10	136246	121	266	21	8863	4040	-	-	-	-
Abr-10	88541	219	464	49	10772	5640	61,2%	37,5%	1,2%	> 500
Mai-10	80949	299	593	41	13013	2280	63,4%	34,7%	1,1%	> 500
Jun-10	77886	253	575	72	10947	3060	63,8%	35,4%	1,2%	> 500
Jul-10	89721	343	767	47	16545	7360	-	-	-	-
Ago-10	102220	362	835	59	19894	5960	64,6%	35,3%	1,0%	> 500
Set-10	76277	266	632	63	11272	6920	-	-	-	-
Out-10	81507	255	585	50	11174	5600	63,5%	34,5%	1,0%	> 500
Nov-10	87782	251	363	63	12241	5160	-	-	-	-
Dez-10	104202	364	563	177	20392	5024	62,8%	35,5%	1,6%	> 500
Valor Médio - 2010	94920	262	553	60	13294	4710	63,2%	35,5%	1,2%	
Total Anual - 2010	1139037	-	-	-	-	56524	-	-	-	

Funcionamento Digestão												
Caudal lamas afluente à digestão (m ³ /mês)	Concentração o lamas afluentes digestão (g SST/l)	Concentração o lamas afluentes digestão (g SST/l)	Caudal lamas afluente à desidrataçã o (m ³ /mês)	Concentração o lamas digeridas (g SST/l)	Concentração o lamas digeridas (g SSV/l)	Quantidade e lamas afluentes digestão (kg SST/mês)	Quantidade e lamas afluentes digestão (kg SSV/mês)	Quantidade lamas afluentes desidrataçã o (kg SST/mês)	Quantidade lamas afluentes desidrataçã o (kg SSV/mês)	Taxa reduçã o matéri a volátil (%)	Tempo retençã o digestã o (dias)	Carga volumica digestão (kg SSV/m ³ .di a)
Jan-10	508	45,0	33,8	33,3	17,4	22848	17162	16908	8835	49%	37	0,92
Fev-10	508	50,6	32,8	29,3	15,0	25708	16664	14886	7621	54%	33	0,99
Mar-10	513	65,3	30,1	49,3	18,9	33468	15427	25267	9687	37%	36	0,83
Abr-10	541	57,6	34,8	34,4	11,9	31135	18810	18594	6432	66%	33	1,05
Mai-10	559	35,4	25,5	34,5	12,8	19801	14263	19298	7160	50%	33	0,77
Jun-10	601	33,0	21,5	26,8	13,9	19817	12911	16094	8347	35%	30	0,72
Jul-10	999	27,7	19,9	22,3	11,5	27670	19879	22276	11488	42%	19	1,07
Ago-10	852	22,1	17,4	14,1	9,9	18823	14820	12010	8432	43%	22	0,80
Set-10	677	33,6	25,4	17,3	10,4	22763	17207	11720	7046	59%	27	0,96
Out-10	515	38,3	23,8	18,0	9,0	19720	12254	9268	4634	62%	36	0,66
Nov-10	403	40,0	28,4	20,5	9,9	16108	11427	8256	3982	65%	45	0,63
Dez-10	354	51,0	31,7	23,4	9,9	18054	11222	9734	4118	63%	53	0,60
Valor Médio - 2010	586	42	27	26,9	12,5	22993	15171	15359	7315	52%	34	0,83
Total Anual - 2010	7028	-	-	-	-	275915	182047	184310	87781	-	-	-

Controlo Analítico - Digestão												Funcionamento - Cogeração					
pH lamas espessadas	pH lamas digeridas	Temperatura lamas digeridas (°C)	AGV lamas digeridas (mg/l CH3CO OH)	Alcalinidade lamas digeridas (mg/l CaCO3)	Relação AGV/TA C	Nt (mg/l N)	Azoto amoniacal lamas digeridas (mg/l NH4)	Energia produzida Motor 1 (kwh/mês)	Energia produzida Motor 2 (kwh/mês)	Horas Funcionamento Motor 1 (h/mês)	Horas Funcionamento Motor 2 (h/mês)	Produção de energia (kwh/mês)	En. / Prod. / h func. (kWh/h)	Produção específica de energia (kwh/m ³)	Produção específica de energia (kwh/h)	Energia consumida à rede (kwh/mês)	Autonomia de produção de energia a partir do biogás (%)
5,91	7,10	28	2080,0	8350	0,25	-	-	5143	3826	114	82	8969	45,8	0,087	0,705	60540	12,9
5,63	7,30	25	3000,0	9600	0,31	-	-	1990	1619	42	36	3609	46,3	0,033	0,308	65600	5,2
6,22	7,20	25	4800,0	7950	0,60	-	-	8667	577	188	14	9244	45,8	0,068	1,043	69976	11,7
6,17	7,60	32	3100,0	6350	0,49	-	-	5298	7627	115	167	12925	45,8	0,146	1,200	57605	18,3
5,46	7,40	29	980,0	1900	0,52	-	-	854	4219	18	96	5073	44,5	0,063	0,390	59489	7,9
5,73	7,70	31	620,0	1650	0,38	-	-	1134	5812	27	126	6946	45,4	0,089	0,634	58642	10,6
5,61	7,10	35	960,0	2050	0,47	-	-	4826	11928	117	251	16754	45,5	0,187	1,013	57588	22,5
-	7,50	36	1180,0	3100	0,38	-	-	9630	2990	233	65	12620	42,3	0,123	0,634	70868	15,1
5,84	7,30	35	1360,0	3450	0,39	-	-	7798	7629	175	171	15427	44,6	0,202	1,369	64539	19,3
6,47	7,20	34	720,0	1950	0,37	-	-	5814	5984	140	140	11798	42,1	0,145	1,056	64706	15,4
5,70	7,50	34	1020	1800	0,57	1,594	884	5719	4925	143	115	10644	41,3	0,121	0,870	62225	14,6
5,90	7,30		680	2450	0,28	1,815	665	2709	6206	71	157	8915	39,1	0,086	0,437	56837	13,6
Valor Médio - 2010	7,4	-	1708,3	4217	0,4168	-	-	4965	5279	115	118	10244	44,0	0,11	0,80	62385	13,9
Total Anual - 2010	-	-	-	-	-	-	-	59582	63342	1383	1420	122924	-	-	-	748615	-

Funcionamento Digestão													
	Caudal lamas afluente à digestão (m ³ /mês)	Concentração o lamas afluente digestão (g SST/l)	Concentração o lamas afluente digestão (g SSV/l)	Caudal lamas afluente à desidrataçã o (m ³ /mês)	Concentração o lamas digeridas (g SST/l)	Concentração o lamas digeridas (g SSV/l)	Quantidad e lamas afluente digestão (kg SST/mês)	Quantidad e lamas afluente digestão (kg SSV/mês)	Quantidade lamas afluente desidrataçã o (kg SST/mês)	Quantidade lamas afluente desidrataçã o (kg SSV/mês)	Taxa reduçã o matéri a volátil (%)	Tempo retençã o digestã o (dias)	Carga volumica digestão (kg SSV/m ³ .di a)
Jan-11	429	47,4	33,4	429	28,4	12,4	20324	14334	12173	5336	63%	43	0,77
Fev-11	484	43,5	28,1	484	27,8	13,8	21054	13607	13431	6655	51%	35	0,81
Mar-11	537	46,5	34,3	537	30,7	18,6	24971	18419	16479	9975	46%	35	0,99
Abr-11	537	40,1	28,6	537	23,1	13,3	21547	15372	12418	7142	54%	34	0,85
Mai-11	560	40,8	28,8		21,0	11,6	22866	16110	0	0			
Jun-11	610	28,1	20,0		21,8	12,6	17156	12223	0	0			
Valor Médio - 2011	395	41	29	497	25	14	15990	11258	6813	3638	53%	37	0,86
Total Anual - 2011	3157	-	-	1987	-	-	127918	90064	54501	29108	-	-	-

Controlo Analítico - Digestão										Funcionamento - Cogeração							
pH lamas espessadas	pH lamas digeridas	AGV lamas digeridas (mg/l CH3CO OH)	Alcalinidade lamas digeridas (mg/l CaCO3)	Relação AGV/TAC	CQO (mg/l O2)	Nt (mg/l N)	Azoto amoniacal lamas digeridas (mg/l NH4)	Energia produzida Motor 1 (kwh/mês)	Energia produzida Motor 2 (kwh/mês)	Horas Funcionamento Motor 1 (h/mês)	Horas Funcionamento Motor 2 (h/mês)	Produção de energia (kwh/mês)	En. Prod. / h func. (kWh/h)	Produção específica de energia (kwh/m3)	Produção específica de energia (kwh/h)	Energia consumida à rede (kwh/mês)	Autonomia de produção de energia a partir do biogás (%)
5,8	7,2	840,0	1900	0,44	26,25	2,11	1.208	478	3608	13	103	4086	35,2	0,037	0,386	72754	5,3
6,4	7,3	840,0	2100	0,40	27,32	2,13	549	37	12	1	1	49	24,5	0,001	0,004	64674	0,1
5,7	7,2	770,0	2000	0,39	22,80	1,67	201		0	0	0	0		0,000	0,000	70585	0,0
5,9	7,1	910,0	2050	0,44	29,925	.09	73		16	1	1	16	8,0	0,000	0,001	68090	0,0
5,4	7,1	1300,0	2200	0,59	37,025	2,12	193					0		0,000	0,000	64254	0,0
5,9	7,4	960,0	2100	0,46	32,07	2,495	306					0		0,000	0,000	61331	0,0
Valor Médio - 2011	5,9	937	2058	0,45	29233	2102	422	258	909	4	26	692	23	0,006	0,065	66948	0,9
Total Anual - 2011	-	-	-	-	-	-	-	515	3636	15	105	4151	-	-	-	401688	-

Anexo III

Dados base para o dimensionamento da ETAR do Seixal:

	ANO ARRANQUE		ANO HORIZONTE		Unidades
	época baixa	época alta	época baixa	época alta	
<u>Caudal de Dimensionamento:</u>					
Caudal Médio Diário	25.100	26.440	42.050	43.850	m ³ /d
Caudal Médio Horário	1.046	1.102	1.752	1.827	m ³ /h
Caudal Ponta Horário	2.200	1.620	3.600	2.660	m ³ /h
Caudal de Dimensionamento do Pré-tratamento	2.200	1.620	3.600	2.660	m ³ /h
Caudal de Dimensionamento do Tratamento Primário	2.200	1.620	3.600	2.660	m ³ /h
Caudal de Dimensionamento do Tratamento Biológico	2.200	1.620	3.600	2.660	m ³ /h
Caudal Mínimo Horário					m ³ /h
<u>Relações:</u>					
Relação Caudal de Ponta sobre Caudal Médio	2,10	1,47	2,05	1,46	
Relação Caudal Tratamento Primário sobre Caudal Médio	2,10	1,47	2,05	1,46	
Relação Caudal Máximo sobre Caudal Médio	2,10	1,47	2,05	1,46	
Relação Caudal Mínimo sobre Caudal Médio	0,00	0,00	0,00	0,00	
<u>Dados de População:</u>					
População	110.000	110.000	156.000	156.000	hab
População equivalente	110.000	110.000	156.000	156.000	h.e
Capitação por habitante	228,18	240,36	269,55	281,09	l/hab/d
Capitação por habitante equivalente	228,18	240,36	269,55	281,09	l/hab/d
<u>Características da Água Residual:</u>					
Concentração Média CBO5	223,1	257,6	188,8	213,0	mg/l
Carga Média CBO5	5.600	6.810	7.940	9.340	kg/d

Capitação Média CBO5	51	62	51	60	gr/hab/d
Concentração Média CQO	446,22	515,13	377,65	426,00	mg/l
Carga Média CQO	11.200	13.620	15.880	18.680	kg/d
Relação CQO/CBO5	2,00	2,00	2,00	2,00	
Concentração Média SST	335,06	386,54	283,00	319,27	mg/l
Carga Média SST	8.410	10.220	11.900	14.000	kg/d
Capitação Média SST	76	93	76	90	gr/hab/d
Concentração Média SSV	70%	70%	70%	70%	
Concentração Média N-NTK	70,00	70,00	70,00	70,00	mg/l
Carga Média N-NTK	1.757,0	1.850,8	2.943,5	3.069,5	kg/d
Capitação Média N-NTK	16	17	19	20	gr/hab/d
Relação NTK/CQO	0,16	0,14	0,19	0,16	
Concentração Média N-NH4	45,50	45,50	45,50	45,50	mg/l
Carga Média N-NH4	1.142,1	1.203,0	1.913,3	1.995,2	kg/d
Concentração Média N Orgânico	24,5	24,5	24,5	24,5	mg/l
Carga Média N Orgânico	615	648	1.030	1.074	kg/d
Concentração Média P	10,00	10,00	10,00	10,00	mg/l
Carga Média P	251,0	264,4	420,5	438,5	kg/d
Concentração Média de Óleos e Gorduras	50	50	50	50	mg/l
Carga Média de Óleos e Gorduras	1.255	1.322	2.103	2.193	kg/d
Resultados a obter:					
Características da água tratada:					
- CQO <	125,0		125,0		mg/l
- CBO5 <	25,0		25,0		mg/l
-SST <	35,0		35,0		mg/l
-pH	7-8		7-8		mg/l
-Coliformes fecais	2000		2000		NMP/100 ml
-Óleos e gorduras	15,0		15,0		mg/l

Dados base para o dimensionamento da biodigestão na ETAR do Seixal:

Dados de Dimensionamento:	ANO ARRANQUE		ANO HORIZONTE		Unidades
	época baixa	época alta	época baixa	época alta	
Caudal de Água Residual	25.100	26.440	42.050	43.850	m ³ /d
Lama a Digerir					
M.S.	8.201	10.049	11.479	13.616	kg/d
M.V.	5.937	7.275	8.309	9.857	kg/d
Percentagem de M.V./M.S.	0,72	0,72	0,72	0,72	

M.M.	2.264	2.774	3.170	3.759	kg/d
Volume de Lama	152	188	212	253	m ³ /d
Concentração	53,79	53,57	54,08	53,86	kg/m ³
CÁLCULOS PARA O DIMENSIONAMENTO DA DIGESTÃO					
<u>Bombagem para a Digestão:</u>					
Tempo de alimentação	12,00	12,00	12,00	12,00	h/d
Caudal de alimentação	12,71	15,63	17,69	21,07	m ³ /h
Nº de bombas					
Em serviço	1,00	1,00	1,00	1,00	Uds
Em reserva	1,00	1,00	1,00	1,00	Uds
Total	2,00	2,00	2,00	2,00	Uds
Caudal de Bombagem					
Por bomba	12,71	15,63	17,69	21,07	m ³ /h
Total	12,71	15,63	17,69	21,07	
Velocidade Teórica	1,00	1,00	1,00	1,00	m/s
Diâmetro Tubagem de Impulsão					
Por bomba	80,00	80,00	80,00	100,00	mm
Total	80,00	80,00	80,00	100,00	mm
<u>Depósito de Lamas Mistas:</u>					
Tempo de Retenção	4,00	4,00	4,00	4,00	h
Volume útil	25,41	31,26	35,38	42,14	m ³
Gradiente	80,00	80,00	80,00	80,00	s ⁻¹
Potência a Dissipar	187,04	230,10	260,38	310,12	w
Potência Específica	7,36	7,36	7,36	7,36	w/m ³
			0,26	0,31	kW
<u>Digestão:</u>					
Tempo de Retenção Crítico (SRTc) segundo:	7,45	7,46	7,43	7,45	
- Coeficiente E de Produção (g VSS/g CQO elimin.	0,04	0,04	0,04	0,04	g VSS/g DQO elimin
- Taxa Máxima k de Utilização de substrato expressa em g CQO/g VSS.d	6,67	6,67	6,67	6,67	g DQO/g VSS.d
- Percentagem de Substrato Biodegradável Afluyente	0,50	0,50	0,50	0,50	
- Concentração So de Substrato Biodegradável no Afluyente	28,81	28,70	28,97	28,85	g DQO/l
- Eficiência da Digestão	0,90	0,90	0,90	0,90	
- Concentração So de Substrato Biodegradável n Lama Digerida	2,88	2,87	2,90	2,89	g DQO/l
- Constante de semisaturação Kc do Substrato Biodegradável Afluyente	1,80	1,80	1,80	1,80	g/l de DQO

- Coeficiente de decaimento	0,03	0,03	0,03	0,03	d-1
Tempo de Retenção					
s/Caderno de Encargos	> 15	> 15	> 15	> 15	d
Adoptado	17,0	17,0	17,0	17,0	d
Factor de Segurança	2,28	2,28	2,29	2,28	
Destruição de M.V.:					
SRTxT ^{9C}	595,00	595,00	595,00	595,00	
s/Caderno de Encargos	40,00	40,00	40,00	40,00	
s/Liptak	57,76	57,76	57,76	57,76	
s/EPA	43,76	43,76	43,76	43,76	
Adoptado	45,00	45,00	45,00	45,00	
Lamas Digeridas					
M.V. eliminada	2.672	3.274	3.739	4.435	k/d
M.V. efluente	3.265	4.001	4.570	5.421	k/d
M.M. efluente	2.264	2.774	3.170	3.759	k/d
M.S. efluente	5.530	6.775	7.740	9.181	k/d
Volume de Lama	152,48	187,58	212,27	252,81	m ³ /d
Concentração	36,27	36,12	36,46	36,31	
Nº de digestores					
s/Caderno de Encargos	2	2	2	2	ud.
s/Cálculos	1	1	2	2	ud.
adoptado	2	2	2	2	ud.
Volume de Digestão					
total	2.592,1	3.188,9	3.608,6	4.297,8	m ³
por Unidade	1.296,0	1.594,4	1.804,3	2.148,9	m ³
Carga de M.V. sobre Volume total	2,29	2,28	2,30	2,29	K/d/m ³
Dimensionamento					
Diâmetro do digestor	18,00	18,00	18,00	18,00	m
Inclinação da Soleira	10,00	10,00	10,00	10,00	º
Altura de Soleira	1,59	1,59	1,59	1,59	m
Volume de Soleira	134,61	134,61	134,61	134,61	m ³
Altura Líquida	4,56	5,74	6,56	7,92	m
Altura Gás	0,10	0,10	0,10	0,10	m
Altura Recta	8,02	8,02	8,02	8,02	m
Diâmetro Superior da Cúpula	3,60	3,60	3,60	3,60	m
Inclinação da Cúpula	15,00	15,00	15,00	15,00	º
Altura da Cúpula	1,93	1,93	1,93	1,93	m
Altura total	11,53	11,53	11,53	11,53	m
Volume útil descontando a Soleira Cónica e a Zona de sobrenadantes (0,3 m):					
Por Unidade	1.963,41	1.963,41	1.963,41	1.963,41	m ³
Total	3.926,82	3.926,82	3.926,82	3.926,82	m ³
Tempo de Retenção sobre	25,75	20,93	18,50	15,53	d

Volume útil					
SRT útil / SRT crítico	3,46	2,80	2,49	2,09	
Carga de M.V. sobre Volume útil	1,51	1,85	2,12	2,51	Kg MV/m ³ /dia
<u>Agitação e Recirculação</u>					
Tempo Teórico de Recirculação	4,00	4,00	4,00	4,00	h
Nº de agitadores/digestor	2	2	2,0	2,0	Uds
Tempo real de Recirculação	2,36	2,90	3,28	3,91	h
Nº de compressores de Agitação em:					
Serviço	2	2	2	2	Uds
Reserva	1	1	1	1	Uds
Gradiente de Agitação G	60,00	60,00	60,00	60,00	s ⁻¹
Altitude acima do Nível do mar	5,00	5,00	5,00	5,00	m
Pressão Atmosférica	759,51	759,51	759,51	759,51	mmHg
Pressão de Gás à Superfície	0,20	0,20	0,20	0,20	m C.A.
Potência de Agitação Necessária	3.380,64	4.158,99	4.706,39	5.605,32	w/digestor
Pressão absoluta na zona de Gás	14,97	14,97	14,97	14,97	psi
Pressão absoluta na zona de Injecção Gás	21,04	22,70	23,88	25,80	psi
Caudal Necessário/digestor	343,60	345,26	348,54	355,95	Nm ³ /h
Caudal de Gás Em Nm ³ /h					
Por agitador	171,80	172,63	174,27	177,97	Nm ³ /h
Por digestor/compressor	343,60	345,26	348,54	355,95	Nm ³ /h
Total	687,20	690,51	697,07	711,89	Nm ³ /h
Velocidade Específica de Gás	1,35	1,36	1,37	1,40	Nm ³ /h/m ²
Pressão real de Impulsão	1.095,20	1.181,45	1.242,11	1.341,72	mmHg
Temperatura descarga de compressores	113,00	136,00	136,00	136,00	°C
Caudal Em Condições de Impulsão					
Por agitador	183,85	180,60	173,42	163,96	m ³ /h
Por digestor/compressor	367,70	361,21	346,83	327,91	m ³ /h
Diâmetro das Tubagens de Impulsão para o Gás do digestor					m/m
Velocidade Teórica	7,00	7,00	7,00	7,00	m/s
Por agitador	100,00	100,00	100,00	100,00	mm
Por digestor/compressor	150,00	150,00	150,00	150,00	mm
Diâmetro real por agitador	106,20	106,20	106,20	106,20	mm
Velocidade por agitador	5,77	5,66	5,44	5,14	m/s
Diâmetro real por digestor/compressor	156,00	156,00	156,00	156,00	mm
Velocidade por digestor/compressor	5,34	5,25	5,04	4,77	m/s

Pressão na aspiração Em (Pa)	200,00	200,00	200,00	200,00	mm.C.A.
Caudal de aspiração a 35°C/Pa Em :					
Por digestor/compressor	380,53	382,36	386,00	394,20	m³/h
Geral	761,06	764,73	771,99	788,41	m³/h
Diâmetro das Tubagens de aspiração para o Gás do digestor					
Velocidade Teórica	5,00	5,00	5,00	5,00	m/s
Por digestor/compressor	200,00	200,00	200,00	200,00	m/m
Geral	250,00	250,00	250,00	250,00	m/m
Velocidade real das Tubagens de aspiração de Gás					
Diâmetro real por digestor/compressor	205,00	205,00	205,00	205,00	mm
Por digestor/compressor	3,20	3,22	3,25	3,32	m/s
Diâmetro real geral	255,00	255,00	255,00	255,00	mm
Geral	4,14	4,16	4,20	4,29	m/s
<u>Aquecimento de Lamas:</u>					
Tempo de Aquecimento	0,00	0,00	0,00	0,00	h/d
Espessuras de Betão					
Parede	0,35	0,35	0,35	0,35	cm
Soleira	0,30	0,30	0,30	0,30	cm
Cúpula	0,20	0,20	0,20	0,20	cm
Espessuras de Isolamento					
Cúpula	0,10	0,10	0,10	0,10	cm
Parede s/terreno, zona Gás	0,04	0,04	0,04	0,04	cm
Parede s/terreno, zona Lama	0,04	0,04	0,04	0,04	cm
Parede b/terreno, zona Lama	0,0	0,0	0,0	0,0	cm
Soleira	0,0	0,0	0,0	0,0	cm
Altura de Lama abaixo do Nível de Solo	2,5	2,5	2,5	2,5	m
<u>Coefficientes</u>					
Transmissão térmica por Convecção/Radiação, Fluido quente-Parede .(a)	9,50	9,50	9,50	9,50	w/m²°C
Conductividade térmica de Parede	1,40	1,40	1,40	1,40	w/m²°C
Conductividade térmica de Isolamento	0,03	0,03	0,03	0,03	w/m²°C
Transmissão térmica por Convecção/Radiação, Parede-Fluido frio (a')	14,20	14,20	14,20	14,20	w/m²°C
Transmissão térmica por Radiação, Parede- Solo .(a')	1,40	1,40	1,40	1,40	w/m²°C
Temperaturas de	Mínima	Mínima	Mínima	Mínima	

Dimensionamento					
Digestão	35,0	35,0	35,0	35,0	°C
Lama	15,0	15,0	15,0	15,0	°C
Ar	0,0	5,0	0,0	5,0	°C
Solo	10,0	10,0	10,0	10,0	°C
Energia Necessária para aquecer a Lama	3.049.503	3.751.610	4.245.388	5.056.271	kcal/d
Perdas de calor					
Superfície por digestor					
Cúpula	263,09	263,09	263,09	263,09	m ² /digestor
Gás Parede s/terreno, zona	5,65	5,65	5,65	5,65	m ² /digestor
Lama Parede s/terreno, zona	306,25	306,25	306,25	306,25	m ² /digestor
Lama Parede b/terreno, zona	141,37	141,37	141,37	141,37	m ² /digestor
Soleira	258,40	258,40	258,40	258,40	m ² /digestor
Perdas com Isolamento					
Cúpula	2.445	2.095	2.445	2.095	w
Gás Parede s/terreno, zona	110	94	110	94	w
Lama Parede s/terreno, zona	6.306	5.405	6.306	5.405	w
Lama Parede b/terreno, zona	3.665	3.665	3.665,0	3.665,0	w
Soleira	6.957	6.957	6.957	6.957	w
Total por digestor	19.483	18.216	19.483	18.216	w
Perdas sem Isolamento					
Cúpula	28.907	24.777	28.907	24.777	w
Gás Parede s/terreno, zona	465	399	465	399	w
Lama Parede s/terreno, zona	33.452	28.673	33.452	28.673	w
Lama Parede b/terreno, zona	3.665	3.665	3.665	3.665	w
Soleira	6.957	6.957	6.957	6.957	w
Total por digestor	73.446	64.471	73.446	64.471	w
Utilização de Isolante	Si	Si	Si	Si	
Perda de calor:					
Por digestor	16.755	15.666	16.755	15.666	kcal/h
Total	33.511	31.332	33.511	31.332	kcal/h
Coefficiente Médio de Perdas	0,31	0,24	0,22	0,17	°C/d
Coefficiente Médio de Conductividade	0,56	0,58	0,56	0,58	kcal/h/m ² /°C
Requerimento total de calor :					
kcal/h	160.573	187.649	210.402	242.009	kcal/h
kcal/d	3.853.761	4.503.567	5.049.646	5.808.228	kcal/d
			244,65	281,41	kwh/d
Permutadores de calor					

Coefficiente de permuta	0,95	0,95	0,95	0,95	
Nº de Permutadores/digestor	2	2	2	2	Uds
Capacidade de permuta/digestor :					
Total	84.512	98.762	110.738	127.373	kcal/h
Por Permutador	42.256	49.381	55.369	63.687	kcal/h
Temperatura teórica de Saída da Água	50,90	53,60	55,90	59,00	°C
Temperatura de entrada de Lama	35,00	35,00	35,00	35,00	°C
Caudal de Água por Permutador	15,00	15,00	15,00	15,00	m³/h
Caudal de Lama por Permutador	275,00	275,00	275,00	275,00	m³/h
Temperatura da Água de entrada	53,58	56,73	59,41	63,03	°C
Temperatura de Saída de Lama	35,15	35,18	35,20	35,23	°C
Comprimento de permuta Necessária	5,06	5,05	5,04	5,05	m
Comprimento de permuta adoptada	5,05	5,05	5,05	5,05	m
Diferencia entre Comprimentos de heatamix	0,01	0,00	-0,01	0,00	m
<u>Caldeira de Água:</u>					
Nº de Unidades					
Em Serviço	1	1	1	1	Uds.
Em reserva	1	1	1	1	Uds.
Margem de Segurança teórico	40	40	25	25	%
Capacidade das Caldeiras	281.708	329.208	295.301	339.662	kcal/h/und
Capacidade da Caldeira Escolhida	400	400	400	400	kW
Margem de Segurança real	51	43	36	26	%
Produção Específica de Gás	0,90	0,90	0,90	0,90	Nm³/kg MV elimin.

Anexo IV

Dimensionamento da rede de gás na ETAR do Seixal:

Dados de Dimensionamento:	ANO ARRANQUE		ANO HORIZONTE		Unidades
	época baixa	época alta	época baixa	época alta	
Produção de biogás	2.404	2.946	3.365	3.992	Nm ³ /d
Rendimento de combustão	0,85	0,85	0,85	0,85	
Capacidade calorífica de Gás	5.000	5.000	5.000	5.000	kcal/Nm ³
Consumo de Gás Em Caldeiras :					
Por Caldeira	954,49	1.115,43	1.250,69	1.438,57	Nm ³ /d
Total	954,49	1.115,43	1.250,69	1.438,57	Nm ³ /d
Gás sobranete	1.449,99	1.830,97	2.114,48	2.553,36	Nm ³ /d
Armazenamento de Gás a Baixa Pressão:					
Autonomia de Armazenamento Teórica	2,00	2,00	2,00	2,00	h
Volume de Armazenamento					
Nm ³	200,37	245,53	280,43	332,66	Nm ³
m ³ (20°C/200mmCA)	210,97	258,52	295,26	350,25	Nm ³
Unidade de Armazenamento	Esfera	Esfera	Esfera	Esfera	
Nº de Unidades	1,00	1,00	1,00	1,00	
Volume de Gasómetro					
Necessário	211	259	295	350	m ³
Disponível	900	900	900	900	m ³
Autonomia de Armazenamento real	8,98	7,33	6,42	5,41	h
Rede de Gás:					
Caudal de Gás produzido					
Nominal	100,19	122,77	140,22	166,33	Nm ³ /h
Dimensionamento	200,37	245,53	280,43	332,66	Nm ³ /h
Caudal de Dimensionamento do queimador de Gás em Excesso	200,37	245,53	280,43	332,66	Nm ³ /h
Nº de queimadores	1	1	1	1	
Volume por queimador	200,37	245,53	280,43	332,66	Nm ³ /h
Rede principal de Gás					
Caudal	200,37	245,53	280,43	332,66	Nm ³ /h
Velocidade Teórica	5	5	5	5	m/s
Diâmetro	125,00	150,00	150,00	200,00	mm
Velocidade real	4,54	3,86	4,41	2,94	m/s
Nº de ventiladores de alimentação a Caldeiras:					

Em Serviço	1	1	1	1	Uds
Em reserva	1	1	1	1	Uds
Caudal por ventilador	39,77	46,48	52,11	59,94	Nm ³ /h
Rede geral de alimentação a ventiladores					
Caudal	39,77	46,48	52,11	59,94	Nm ³ /h
Velocidade Teórica	5	5	5	5	m/s
Diâmetro	65,00	65,00	65,00	80,00	mm
Velocidade real	3,33	3,89	4,36	3,31	m/s
alimentação a cada ventilador					
Caudal	39,77	46,48	52,11	59,94	Nm ³ /h
Velocidade Teórica	5	5	5	5	m/s
Diâmetro	65,00	65,00	65,00	80,00	mm
Velocidade real	3,33	3,89	4,36	3,31	m/s

Recuperação de energia:

	ANO ARRANQUE	ANO HORIZONTE	Unidades
Dados de base:	época alta	época alta	
Produção de gás	2.946	3.992	Nm ³ /d
PCI do gás	5.000	5.000	kCal/Nm ³
Modelo			
Potência térmica média disponível	713,76	967,04	Kw
Rendimento motor	36,50	36,50	%
Rendimento eléctrico	95,80	95,80	%
Potência mecânica média	260,52	352,97	Kw
Potência eléctrica média	249,58	338,14	Kw
Número de motores em funcionamento	1	1	Uds
Nº horas em funcionamento	17,37	23,53	h/d
Potência mecânica nominal motor	360	360	Kw
Potência eléctrica nominal motor	345	345	Kw
Consumo nominal do gás por motor	169,64	169,64	m ³ /h
Percentagem de carga do motor	100	100	%
Potência eléctrica produzida	345	345	Kw
Armazenagem do gás:			
Volume de gasómetro necessário	0,00	0,00	Nm ³
	7,33	5,41	
Permutador principal			
Percentagem de recuperação	31,03	31,03	%
Percentagem de troca	306	306	Kw
Circuito primário (água quente)			
Caudal	35,0	35,0	m ³ /h
Temperatura de entrada	90	90	°C
Temperatura de saída	82	82	°C
Circuito secundário (água fria)			
Caudal	60	60	m ³ /h
Temperatura de entrada	59,00	59,00	°C

Temperatura de saída	63,4	63,4	°C
Permutador de emergência			
Potência do permutador	306	306	Kw
Circuito primário (água quente):			
Caudal	35	35	m ³ /h
Temperatura de entrada	90	90,0	°C
Temperatura de saída	82	82	°C
Circuito secundário (água fria):			
Caudal	7	7	m ³ /h
Temperatura de entrada	25	25	°C
Temperatura de saída	62,7	62,7	°C
Permutador principal			
Percentagem de recuperação	4,56	4,56	%
Percentagem de troca	45,00	45,00	Kw
Circuito primário (água quente):			
Caudal	15,00	15,00	m ³ /h
Temperatura de entrada	55,00	55,00	°C
Temperatura de saída	52,42	52,42	°C
Circuito secundário (água fria):			
Caudal	3,00	3,00	m ³ /h
Temperatura de entrada	25,00	25,00	°C
Temperatura de saída	37,90	37,90	°C
Permutador dos gases de escape:			
Percentagem de recuperação	15,51	15,51	%
Percentagem de troca	153,00	153,00	Kw
Circuito primário (água quente):			
Caudal	2.130,00	2.130,00	kg/h
Temperatura de entrada	395,00	395,00	°C
Temperatura de saída	166,20	166,20	°C
Circuito secundário (água fria):			
Caudal	60,00	60,00	m ³ /h
Temperatura de entrada	63,39	63,39	°C
Temperatura de saída	65,58	65,58	°C
Energia eléctrica recuperada:			
Nº dias em funcionamento/ano	330	330	d/ano
Energia produzida por motores	1.976.680	2.678.103	kwh/ano
Consumo em serviços auxiliares (5%)	98.834	133.905	kwh/ano
Energia gerada	1.877.846	2.544.198	kwh/ano
Consumo actual de energia na ETAR	2.400.000,00	2.400.000,00	kwh/ano
Percentagem de recuperação	78,24	106,01	%

Anexo V

Ano de 2011

Saída do espessador:

LAMAS		MS	MV
28-06-2011	%	2,39%	1,84%
	mg/L	23500	18100
30-06-2011	%	2,90%	2,18%
	mg/L	27000	20300
05-07-2011	%	1,22%	0,65%
	mg/L	12000	6400
07-07-2011	%	2,22%	1,62%
	mg/L	21000	15300
14-07-2011	%	5,36%	4,21%
	mg/L		
21-07-2011	%	5,29%	4,16%
	mg/L	47500	37400
26-07-2011	%	3,61%	2,99%
	mg/L	34500	28600
28-07-2011	%	14,47%	13,27%
	mg/L	135000	123850
02-08-2011	%	4,85%	3,80%
	mg/L	48000	37600
04-08-2011	%	4,82%	3,77%
	mg/L		
11-08-2011	%	4,58%	3,64%
	mg/L	42500	33700
18-08-2011	%	4,15%	3,24%
	mg/L		
25-08-2011	%	6,86%	5,74%
	mg/L		
30-08-2011	%		
	mg/L	2133	1650
01-09-2011	%	4,15%	3,22%
	mg/L		
08-09-2011	%	3,55%	2,92%
	mg/L	34000	28000

Saída do digestor 1

LAMAS		MS	MV	pH	CQO	Nt	Pt	NH4
12-04-2011	%							
	mg/L	783	650					
21-04-2011	%				1562	74,0	9,7	56,3
	mg/L	50	32					
28-04-2011	%			5,9				
	mg/L	327	293					
28-06-2011	%							
	mg/L							
30-06-2011	%			4,7	8445			
	mg/L	910	820					
05-07-2011	%			4,9				
	mg/L	1220	1000					
07-07-2011	%			5,1	8600			
	mg/L	750	660					
12-07-2011	%							
	mg/L	1400	1167					
14-07-2011	%							
	mg/L	792	642					
19-07-2011	%							
	mg/L	1387	1128					
21-07-2011	%							
	mg/L	520	440					
26-07-2011	%							
	mg/L	804	656					
28-07-2011	%							
	mg/L	950	817					
02-08-2011	%							
	mg/L	1000	850					
04-08-2011	%							
	mg/L	1017	850					
09-08-2011	%							
	mg/L	833	689					
11-08-2011	%							
	mg/L	1450	883					
16-08-2011	%							
	mg/L	695	615					
18-08-2011	%							
	mg/L	1183	933					
23-08-2011	%							
	mg/L	7566	5799					

25-08-2011	%							
	mg/L	9033	6800					
30-08-2011	%							
	mg/L							
01-09-2011	%							
	mg/L	1589	1211					
06-09-2011	%							
	mg/L	822	689					
08-09-2011	%							
	mg/L	967	867					

Saída do digestor 2

LAMAS		MS	MV	pH	CQO	Nt	Pt	NH4
12-04-2011	%							
	mg/L	850	617					
21-04-2011	%				752	32,0	5,7	30,4
	mg/L	52	48					
28-04-2011	%			6,3				
	mg/L	210	187					
28-06-2011	%	1,17%	0,68%					
	mg/L	12000	7050					
30-06-2011	%			6,9	18400			
	mg/L	12450	9550					
05-07-2011	%	1,90%	0,60%	7,1				
	mg/L	11000	5600					
07-07-2011	%	1,43%	0,81%	7,0	19575			
	mg/L	14000	7950					
12-07-2011	%	0,92%	0,45%					
	mg/L	9000	4400					
14-07-2011	%	1,66%	1,06%					
	mg/L	16000	10200					
19-07-2011	%	1,41%	0,80%					
	mg/L	13500	7700					
21-07-2011	%	1,02%	0,51%					
	mg/L	10000	4950					
26-07-2011	%	3,60%	2,85%					
	mg/L	34500	27300					
28-07-2011	%	0,65%	0,20%					
	mg/L	6000	1850					
02-08-2011	%	2,36%	1,50%					
	mg/L	22500	14250					

04-08-2011	%	1,60%	0,94%					
	mg/L	15500	9100					
09-08-2011	%	2,36%	1,54%					
	mg/L	22500	14750					
11-08-2011	%	1,94%	1,19%					
	mg/L	18000	11000					
16-08-2011	%	2,32%	1,43%					
	mg/L	21000	12950					
18-08-2011	%	2,19%	1,35%					
	mg/L	2100	12950					
23-08-2011	%	2,7%	1,7%					
	mg/L	26000	17000					
25-08-2011	%	2,4%	1,5%					
	mg/L	22500	14250					
30-08-2011	%	2,3%	1,4%					
	mg/L	21500	13150					
01-09-2011	%	2,5%	1,6%					
	mg/L	23500	14800					
06-09-2011	%	2,4%	1,4%					
	mg/L	22000	12650					
08-09-2011	%	2,4%	1,4%					
	mg/L	22000	12950					