



Instituto Superior de
Engenharia do Porto

Instituto Superior de Engenharia do Porto

Mestrado em Engenharia Química

Tecnologias de Protecção Ambiental

“Recuperação do Calor de um Efluente Primário para Aquecimento de Lamas de um Reactor Anaeróbio”

Ana Maria Teixeira Caetano

Novembro de 2011

Orientação

Engenheiro Vitorino de Matos Beleza

“Aprender, aprender sempre.”

Lenine

*Dedicado a
Rui Soares Caetano,
meu pai.*

Agradecimentos

O presente trabalho representa sem dúvida o final da etapa mais importante da minha vida, onde cresci não só a nível intelectual mas também ao nível pessoal.

O sucesso desta investigação exigiu bastante esforço e dedicação da minha parte, mas o resultado final não teria sido o mesmo sem o apoio das pessoas importantes que conheci ao longo deste percurso.

Agradeço em primeiro lugar ao Engenheiro Vitorino Beleza, orientador deste trabalho, pela competência com que o orientou, sugestões e conselhos que foram indispensáveis para a sua concretização e por toda a atenção e disponibilidade manifestada ao longo do tempo.

À Engenheira Margarida Esteves da SimRia S.A. e ao Engenheiro Fernando Martins da Portucel, que possibilitaram a realização deste trabalho, através da colaboração e ajuda incansável.

Ao Doutor Alfredo Crispim e demais docentes pela solidariedade e ajuda prestada que me deu alento para continuar o meu mestrado e não desistir.

A todos os meus amigos, pelo apoio incansável e incentivo, com quem eu pude contar nos melhores e nos piores momentos.

Sou muito grata a toda a minha família, em especial ao tio Francisco Teixeira, pelo tempo dedicado, transmitindo-me os melhores e mais úteis ensinamentos, com paciência, lucidez e confiança.

Por último deixo o meu mais sincero agradecimento. À minha mãe e ao meu irmão, obrigado por tudo que fizeram por mim. A força de vontade e a coragem são capazes de muito mais do que se pensa, e o ano difícil que passamos é a prova disso. Obrigado por todo o amor e alegria dedicada, sem as quais nada seria possível.

A todos o meu sincero e profundo obrigado.

Sumário

O presente trabalho tem como principal objectivo o estudo da possibilidade de recuperação de calor de um efluente proveniente do tratamento primário da fábrica do grupo Portucel Soporcel (fábrica produtora de pasta de papel), para o aquecimento da corrente de lamas do digestor anaeróbio da SimRia S.A. – ETAR Norte, (ambas localizadas em Cacia, distrito de Aveiro).

A solução consiste na implementação de um sistema de permuta térmica entre estas duas correntes, constituído fundamentalmente por dois permutadores de placas em espiral, montados em paralelo que operam em contra-corrente.

Segundo este novo sistema de aquecimento, as lamas abandonam o digestor anaeróbio da mesma ETAR a um caudal de 110 m³/h, que se dividirá em duas linhas, sendo admitidas em cada permutador a 55 m³/h e a uma temperatura de 32 °C regressando ao digestor a uma temperatura de 37 °C (temperatura óptima a que ocorre a digestão anaeróbia das lamas).

O efluente disponível, abandona o tratamento primário da Portucel, a 45 °C e é encaminhado até aos permutadores da SimRia S.A., onde vai trocar calor com as lamas e regressa à Portucel a 40°C, sendo admitido nas torres de arrefecimento da fábrica de papel.

A nova instalação proposta pretende substituir a actual existente na ETAR em causa, em que a corrente de água que aquece as lamas, circula num circuito fechado entre um único permutador e uma caldeira, alimentada com o biogás que se produz no digestor anaeróbio, e que é responsável pelo controlo da temperatura da corrente de água.

Pretende-se que a implementação deste novo método de aquecimento de lamas seja uma alternativa económica relativamente ao actual sistema, uma vez que vai substituir a corrente de biogás alimentada à caldeira podendo este recurso ser transformado em energia eléctrica e posteriormente comercializada.

A análise financeira realizada ao projecto demonstrou que o projecto é rentável, uma vez que, a diferença entre todos ganhos e custos ao fim dos 10 anos de vida útil estimados é de cerca de 150 000,0 €.

O período de retorno do investimento é alcançado no final dos primeiros 6 anos e a taxa interna de rentabilidade obtida foi de 36 %.

Posteriormente incluiu-se neste estudo a possibilidade de tratamento das lamas geradas na fábrica da Portucel na ETAR da SimRia recorrendo a um terceiro digestor.

Conclui-se que se trata duma opção vantajosa, uma vez que permite obter um caudal de biogás 44 m³/h, que convertido em potência permite obter 150 kW que poderá ser aproveitado para produção de energia ou comercializado gerando uma receita adicional de 130 000,0 €/ano para as entidades envolvidas.

Palavras-chave: Permutador de calor, Reactor anaeróbio, Biogás, Lamas, Efluente.

Abstracts

The present work has as main objective to study the possibility of recovering the heat from the effluent from the primary treatment of Portucel Soporcel factory, to warm the anaerobic digester sludge current of SimRia S.A. - North WWTP (both located in Cacia, Aveiro).

Thus, the solution it's to implement a system of heat exchange between this fluids, consisting of two spiral plate heat exchangers mounted in parallel operating in counter-current.

Under this new heating system, the anaerobic digester sludge leaves the anaerobic digester with a flow of $110 \text{ m}^3 / \text{hr}$, which splits in two lines, being admitted with a flow of $55 \text{ m}^3/\text{hr}$ on the heat exchanger to a temperature of $32 \text{ }^\circ \text{C}$ returned to the digester at a temperature of $37 \text{ }^\circ \text{C}$ (optimum temperature is that a naerobic digestion of sludge).

The available effluent, leaving the primary treatment of Portucel, at $45 \text{ }^\circ \text{C}$ and its routed to the SimRia SA heat exchangers where it will exchanging heat with the sludge current and returns to Portucel at $40 \text{ }^\circ \text{C}$, being admitted to the cooling towers.

The new facility proposes to replace the existing wastewater treatment plant in concerned, where the water current that heats the sludge, circulates in a closed circuit between a single heat exchanger, and a boiler fueled with biogas that is produced in the anaerobic digester, and is responsible for controlling the temperature of the water current.

The financial project analysis shows that this study its very profitable, since the difference between all income and all costs after 10 years of estimated useful life its $\text{€}150\,000$.

The period of return on investment is achieved by the end of the sixth year and internal rate of return achieved its 36%.

Later in this study it was included the possibility of treatment of Portucel sludge current in the WWTP plant SimRia S.A., using a third anaerobic digester.

It's concluded that it is a very advantageous option, because it allows obtaining a biogas flow of $44 \text{ m}^3/\text{h}$, which allows to get converted to 150 kW power that can be used for energy production or marketed generating an additional income of $\text{€}130\,000$ each year for those involved entities.

Índice Geral

1. Contextualização	1
2. Enquadramento Teórico.....	3
2.1. Estações de Tratamento de Águas Residuais.....	3
2.2. Tratamento de Lamas.....	4
2.2.1 Digestão Anaeróbia.....	6
2.3 Permutadores de Calor.....	Erro! Marcador não definido.
2.3.1 Tipos de Permutadores de Calor	170
2.4. Produção de Biogás.....	15
2.4.1. Composição do Biogás e sua Importância.....	15
2.4.2. Produção de Biogás	17
3. Apresentação do Projecto.....	19
3.1. Âmbito do Projecto.....	19
3.2. Caracterização das Empresas	19
3.2.1. Grupo Portucel Soporcel	19
3.2.2. SimRia S.A. – Sistema Integrado dos Municípios da Ria de Aveiro	23
4. Recuperação do Calor de um Efluente Primário para Aquecimento de Lamas de um Reactor Anaeróbio.....	27
4.1. Instalação Actual do Equipamento de Aquecimento de Lamas.....	27
4.2. Diagrama da nova Instalação.....	29
4.3. Contributo do estudo realizado	33
5. Aproveitamento das Lamas Geradas na Portucel para Produção de Biogás.....	35
5.1. Receitas Geradas com o aproveitamento das lamas geradas na Portucel para produção de Biogás	36
6. Dimensionamento da Instalação.....	37
6.1. Dimensionamento dos Permutadores de Calor.....	37
6.1.1. Caudal de efluente necessário à permuta de calor	37
6.1.2. Características do permutador.....	38
6.2. Dimensionamento das bombas.....	41
6.2.1. Características da bomba das lamas.....	42
6.2.2. Características da bomba do efluente	42
7. Análise Económica	43
7.1. Custo do equipamento.....	43
7.2. Custos de Operação e Despesas	44
7.3. Plano de Investimentos.....	45

7.3.1.	Investimento em Capital Fixo.....	46
7.3.2.	Investimento em Capital Circulante	47
7.3.3.	Amortizações.....	47
7.3.4.	Mais ou Menos Valias de Alienação do Imobilizado no final do Investimento .	49
7.4.	Proveitos e Receitas	50
7.4.1.	Mapa dos Cash-Flow do Projecto	51
7.4.2.	Medidas de Financiamento do Projecto	54
7.4.3.	Medidas de Rentabilidade do Projecto.....	54
8.	Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros	57
	Bibliografia.....	59
	ANEXOS	61
	Anexo I – Propriedades Físicas dos fluidos	63
I.1.	Propriedades Físicas das Lamas	63
I.2.	Propriedades Físicas do Efluente	63
	Anexo II – Dimensionamento dos Permutadores	64
II.1.	Cálculo da potência de permuta de calor.....	64
II.2.	Cálculo da taxa de transferência de calor	64
II.3.	Cálculo do coeficiente global de transferência de calor	65
II.3.1	Cálculo do coeficiente de convecção para as lamas	65
II.3.2	Cálculo do coeficiente de convecção para o efluente.....	68
II.3.3	Resistência à condução na parede do permutador	69
II.4.	Cálculo da área dos permutadores de calor.....	70
II.5.	Cálculo do diâmetro externo da espiral	70
II.6.	Redimensionamento dos permutadores.....	71
	Anexo III – Quedas de pressão dos permutadores	73
III.1.	Quedas de pressão no espaço das lamas	73
III.2.	Quedas de pressão no espaço do efluente.....	73
	Anexo IV – Dimensionamento das bombas	74
IV.1.	Dimensionamento da bomba das lamas (Trajecto de 1 a 5)	74
IV.2.	Dimensionamento da bomba do efluente (Trajecto de 6 a 10).....	81
	Anexo V – Cálculo caudal de biogás produzido através das Lamas da Portucel no digestor da SimRia S.A.	86
V.1	Condições de operação.....	86
V.2	Cálculo do tempo de residência das lamas no digestor	87
V.3	Balanço de massa aos sólidos voláteis à saída do reactor	88
V.4	Cálculo da Biomassa produzida	89

V.5 Cálculo da potência que é possível obter com o caudal de biogás:	90
Anexo VI – Conversão do biogás produzido pelas lamas da SimRia S.A. em potência eléctrica.....	91

Índice de Figuras

Figura 1 - Esquema representativo do funcionamento de uma ETAR.	4
Figura 2 - Esquema simplificado do tratamento efectuado as lamas.	5
Figura 3 - Permutador de Carcaça e Tubos.	11
Figura 4 - Regime de escoamento num Permutador de Placas em Espiral do tipo I	13
Figura 5 - Esquema do balanço de massa realizado a um digestor anaeróbio.	17
Figura 6 - Esquema Simplificado da ETAR do grupo Portucel da fábrica de Cacia	22
Figura 7 - Esquema Simplificado do funcionamento da ETAR da SimRia S.A.	25
Figura 8 - Esquema simplificado do funcionamento actual da unidade de aquecimento das lamas da SimRia S.A.	28
Figura 9 - Esquema representativo do novo sistema de permuta térmica entre o Efluente Primário e as Lamas.	31
Figura 10 - Representação das medidas do permutador de placas em espiral.	38
Figura 11 - Esquema representativo dos trajectos seleccionados no dimensionamento das bombas.	74
Figura 12 - Diagrama de Moody.....	77
Figura 13 - Processo de digestão dos sólidos voláteis.	87

Índice de Tabelas

Tabela 1 - Receitas obtidas com a digestão das lamas da Portucel no digester anaeróbio da SimRia S.A.	36
Tabela 2 - Características dos permutadores de placas em espiral.....	40
Tabela 3 - Características da bomba de recirculação das lamas.....	41
Tabela 4 - Características da bomba de recirculação do efluente.....	42
Tabela 5 - Custo total de aquisição do equipamento necessário ao projecto.....	44
Tabela 6 - Custos energéticos anuais para a bombagem requerida para a instalação.	45
Tabela 7 - Investimento em Capital Fixo.....	46
Tabela 8 - Investimento necessário em Capital Circulante.	47
Tabela 9 - Mapa de Amortizações e Valor Contabilístico do Imobilizado no período de vida útil considerado.	48
Tabela 10 - Valor das Mais ou Menos Valias no final dos 10 anos de vida útil do projecto.....	49
Tabela 11 - Receitas Anuais Obtidas com a venda de Energia Eléctrica.....	50
Tabela 12 - Mapa do Cash-Flow de Investimento nos primeiros 5 anos do projecto.	52
Tabela 13 - Mapa do Cash-Flow de Investimento nos últimos 5 anos do projecto.....	53
Tabela 14 - Mapa com Valor Actual Liquido estimado para o período de vida útil de 10 anos.	55

Lista de Abreviaturas/Siglas

A	Área de transferência de calor	(m ²)
C_p	Calor específico	(J/ (kg.K))
c	Diâmetro do núcleo central da espiral	(m)
D	Diâmetro externo da espiral	(m)
D_e	Diâmetro equivalente do espaço onde circulam as lamas	(m)
D_t	Diâmetro interno da tubagem	(m)
f	Factor de Atrito	-
g	Aceleração da gravidade	(m/s ²)
G	Fluxo mássico do fluido	(kg/m ² . s)
H	Largura da espiral	-
h_E	Coeficiente de transferência de calor do Efluente	(W/m ² .°C)
h_L	Coeficiente de transferência de calor das Lamas	(W/m ² .°C)
h_{Sujamento}	Coeficiente de sujamento de Lamas	(W/m ² .°C)
k	Condutividade Térmica do fluido	(W/(m.K))
k_w	Condutividade térmica do Aço Inoxidável AISI 316	(W/(m.K))
K_c	Constante de Compressão	-
K_e	Constante de Expansão	-
L	Comprimento	(m)
m	Caudal mássico do fluido	(kg/s)
Nu	Número de Nusselt	-
Pr	Número de Prantl	-
Q	Potência térmica	(W)
Re	Número de Reynolds	-
Re_c	Número de Reynolds crítico	-
REE	Rendimento Eléctrico Equivalente	-
S	Espaço de circulação de cada fluido no permutador	(m)

T	Temperatura	°C
tr	Tempo de residência	dias
U	Coefficiente Global de Transferência de Calor	(W/m ² . °C)
V	Volume do Digestor Anaeróbio	m ³
v	Caudal volumétrico do fluido	(m ³ /s)
ρ	Massa volúmica do fluido	(kg/m ³)
μ	Viscosidade do fluido	Pa.s
ΔP	Quedas de Pressão no Permutador	Pa
ΔT	Diferença de Temperaturas dos fluidos	°C
ΔT_{lm}	Média Logaritmica das Diferenças de Temperaturas	°C

1. Contextualização

O aumento da poluição, associado ao desenvolvimento socio-económico da população, um pouco por todo o mundo, incentivou o Homem na procura de soluções ambientais economicamente viáveis e práticas.

As Estações de Tratamento de Águas Residuais, vulgarmente denominadas por ETAR's, são um instrumento indispensável, no tratamento de redução de poluentes presentes na água que abastece determinada população, resultantes das mais variadas utilizações (domésticas, industriais, entre outros).

Do tratamento da água residual, resulta um resíduo sólido, denominado por lamas, cuja composição é rica em carga poluente devendo ser tratado do modo mais eficiente possível, através de um conjunto de técnicas previamente estabelecidas, de forma a evitar a sua putrefacção e posterior contaminação ambiental.

Com o desenvolvimento tecnológico associado à protecção ambiental, tornou-se possível gerar subprodutos resultantes do tratamento das lamas que devidamente refinados constituem uma mais-valia à entidade responsável, uma vez que o seu valor comercial permitirá obter receitas adicionais.

O presente trabalho pretende abordar um mecanismo de tratamento de lamas, bem como a utilidade de um dos subprodutos gerados (o biogás), tendo em conta aspectos ambientais e principalmente económicos que estão cada vez mais interligados.

2. Enquadramento Teórico

Neste capítulo é feito o enquadramento teórico da temática do projecto desenvolvido, apresentando conceitos fundamentais para a sua compreensão.

2.1. Estações de Tratamento de Águas Residuais

As Estações de Tratamento de Águas Residuais (ETAR's) representam um elemento indispensável no tratamento de águas residuais.

As águas contaminadas são encaminhadas, através de uma rede de colectores, até estas Estações, e aí, passam por processos específicos de tratamento, dependendo do tipo de contaminação.

Os diferentes tratamentos a que são submetidas têm como objectivo separar os materiais sólidos e reduzir a carga de matéria orgânica presente (tratamento primário e secundário respectivamente) de modo a permitir a sua descarga no meio receptor, de acordo com critérios e normas de qualidade legislados com o intuito de proteger, preservar e melhorar a qualidade da água atendendo às suas principais funções.

Os métodos de tratamento constituem uma cadeia de vários procedimentos que englobam geralmente operações unitárias (tratamento físico) e/ou processos químico-biológicos (tratamento químico ou biológico), que são aplicados sempre de acordo com o grau de tratamento requerido ou com os fins de reutilização das águas residuais. [1]

Os produtos das estações de tratamento de águas residuais resultam num efluente líquido e lamas residuais resultantes dos processos de tratamento.

O **efluente líquido** tratado deve possuir as características que permitem a sua reutilização, ou descarga em cursos de água ou no mar.

Por sua vez, as **lamas** são produzidas à medida que a água residual passa pelos diferentes processos de tratamento. Do tratamento primário resultam lamas primárias, e do tratamento secundário (ou biológico) resultam lamas biológicas.

A deposição de lamas, pode representar um perigo para o meio ambiente, uma vez que a sua composição pode ser rica em metais pesados, portanto deve ser um processo rigorosamente controlado. [1]

A figura 1 representa-se um esquema simplificado de uma ETAR onde se observam as diferentes etapas do processo de tratamento efectuado às águas residuais, bem como os diferentes tipos de lamas gerados e o tratamento a que as mesmas são sujeitas posteriormente.



Figura 1 - Esquema representativo do funcionamento de uma ETAR. [2]

2.2. Tratamento de Lamas

Devido aos perigos da decomposição das lamas (libertação de odores desagradáveis e risco de putrefacção) é importante, submetê-las a processos de tratamento, que visam facilitar o seu manuseio e transporte até à sua deposição final.

Existe uma enorme variedade de destinos possíveis, no entanto salientam-se três categorias principais: **Valorização**, para utilização na agricultura, como **Combustível** ou matéria – prima, ou **Deposição em Aterro Sanitário**. [3]

Atendendo às propriedades das lamas, estas vão ser submetidas a diferentes tipos de tratamentos, através de um conjunto de etapas.

O diagrama da figura 2, permite de um modo geral, visualizar o tratamento de lamas que é feito nas ETAR's, num fluxo em que as etapas estão dispostas de modo a facilitar a sua compreensão.



Figura 2 - Esquema simplificado do tratamento efectuado as lamas.

Cada uma das etapas desempenha um papel específico e importante para o resultado final do processo de tratamento das lamas. As lamas resultantes do tratamento efectuado às águas residuais são admitidas numa câmara mista, onde as suas características são homogeneizadas. Posteriormente, são conduzidas às diferentes etapas representadas na figura 2:

1. O **espessamento**, que consiste na diminuição do volume das lamas, reduzindo a fracção líquida presente nas mesmas; [4]
2. A etapa de **estabilização** que contribui para a redução da quantidade microbiana presente nas lamas, e para diminuir o risco de putrefacção da mesma. Existem vários métodos de estabilização que levam à inactivação da acção dos microorganismos, no entanto, para este projecto optou-se por estudar aquele que é utilizado na SimRia S.A., a digestão anaeróbia; [4]
3. Por fim, a **desidratação** que visa sobretudo inactivar os organismos patogénicos que a lama possa conter, reduzindo os problemas de saúde pública que possam resultar do seu manuseamento ou utilização. [4]

2.2.1 Digestão Anaeróbia

A digestão anaeróbia consiste num processo em que os resíduos orgânicos e inorgânicos sofrem um processo de degradação, por acção de microrganismos anaeróbios (na sua maioria bactérias, ainda que possam ser encontrados alguns fungos), na total ausência de oxigénio. [5]

O processo ocorre nas seguintes fases:

- **1º) Hidrolise:** Na primeira fase, as *bactérias hidrolíticas* vão degradar o substrato orgânico complexo (proteínas e gorduras) através da acção de enzimas. Desta degradação resultam formas solúveis mais simples (monómeros);
- **2º) Acetogénese:** Posteriormente, as *bactérias acidogénicas* transformam os monómeros resultantes da primeira fase em:
 - Ácidos Gordos: ácido acético, ácido propiónico, ácido fórmico;
 - Álcoois: Metanol e Etanol;
 - Outros compostos orgânicos de baixo peso molecular (2 a 6 átomos de Carbono);
- **3º) Metanogénese:** Por acção das *bactérias metanogénicas* ocorre a conversão dos compostos obtidos na fase acidogénea em dióxido de carbono, metano e outros gases, formando o biogás. [5]

Deste ciclo de etapas resulta o biogás (uma mistura de metano, dióxido de carbono e outros componentes em menor percentagem), uma pequena quantidade de biomassa bacteriana com baixo teor em matéria orgânica (as lamas) e um efluente digerido. [5]

Da implementação deste tipo de sistemas resulta um grupo de vantagens significativas, entre as quais se destacam:

- Menor quantidade de lamas produzidas em relação a outros processos de estabilização, reduzindo o risco de putrefacção e o volume para eventual deposição em aterro;
- Possibilidade de reutilização das lamas estabilizadas;
- Produção de biogás para produção de energia eléctrica através de unidades de cogeração, reduzindo as emissões de gases com efeito de estufa. [5]

No entanto apresentam também alguns aspectos negativos, entre os quais:

- Extrema sensibilidade a variações de cargas poluentes;
- Custos de implementação elevados;
- Processo mais lento relativamente a outros processos, como por exemplo a digestão aeróbia;
- O arranque do processo (fase hidrolítica) exige longos períodos; [5]

Para que a digestão anaeróbia seja uma etapa eficaz, existem vários parâmetros que devem ser controlados. A influência de factores como o pH e temperatura nos processos de digestão anaeróbia, são extremamente importantes, quer do ponto de vista cinético quer do ponto de vista termodinâmico.

Se o valor de parâmetros tais como a temperatura e pH não estiverem dentro de uma gama, considerada óptima, o processo de digestão poderá ser afectado, reduzindo significativamente a sua eficiência, uma vez que as bactérias responsáveis poderão estar inactivadas.

No que toca a valores de pH, verifica-se que em meio ácido a actividade enzimática das bactérias é nula. Como tal a gama de operação óptima das bactérias encontra-se nos [7,0 - 7,2]. [5]

O valor da temperatura afecta directamente a velocidade do metabolismo das bactérias metanogénicas. Para este parâmetro são consideradas três gamas óptimas, com máxima actividade bacteriana:

- A gama psicrófila (para um intervalo de temperaturas de 10 a 25 °C);
- A gama mesofílica (cuja temperatura óptima se situa à volta de 35 °C);
- A gama termofílica (cujo valor óptimo de temperatura se situa perto dos 55 °C).[5]

Na SimRia S.A., assim como na maioria do país, os digestores anaeróbios operam na gama de mesofílica, devido às condições climáticas características. Assim, é necessário garantir que a temperatura das lamas se mantém dentro destes valores (35° - 37 °C), durante todo o processo de tratamento, caso contrário este não será eficaz. Frequentemente recorre à utilização de permutadores de calor para atingir este objectivo.

2.3 Permutadores de Calor

O controlo da temperatura de um fluido num processo é uma parte fundamental da grande maioria dos processos químicos. [6]

A transferência de calor para e a partir de fluidos é geralmente a forma mais utilizada para este efeito, recorrendo-se frequentemente à utilização de permutadores de calor.

Permutadores de Calor

Um permutador de calor é um equipamento construído para uma eficiente transferência de calor entre dois fluidos, quando se pretende aquecer ou arrefecer um determinado fluido. Em geral, estes fluidos são separados fisicamente por uma superfície sólida para que nunca contactem e para diminuir a resistência à transferência de calor.

Este tipo de equipamento é muito utilizado na indústria química, petroquímica, em centrais de produção eléctrica, refinarias, processamento de gás natural e tratamento de águas residuais. [7]

Equação de Projecto de Permutadores de Calor

No projecto de um permutador de calor é necessário relacionar a potência térmica em jogo com as temperaturas de entrada e saída dos fluidos em causa, com o coeficiente global de transferência de calor e a área de transferência de calor.

Para tal, aplicam-se balanços globais de energia aos fluidos envolvidos no processo permitindo obter duas equações fundamentais que relacionam as variáveis referidas. [7]

O primeiro balanço é utilizado para quantificar a potência térmica envolvida no processo de transferência de calor entre os dois fluidos. Para isso admite-se:

- Não existem trocas de calor com o exterior;
- As variações de energia cinética e potencial são desprezáveis;
- Os fluidos em questão não experimentam mudança de fase;
- Os calores específicos dos fluidos (frio e quente) mantêm-se constantes ao longo do processo.

Assim, o primeiro balanço energético, pode ser escrito da seguinte forma:

$$Q = m_q C_{p_q} \Delta T_q = m_f C_{p_f} \Delta T_f \quad (2.2)$$

Onde:

$Q \rightarrow$ Potência Térmica (W);

$m_q, m_f \rightarrow$ Caudal Mássico do fluido (quente ou frio) (kg/s);

$C_{p_q}, C_{p_f} \rightarrow$ Calor Especifico do fluido (quente ou frio) (J/kg.°C);

$\Delta T_q, \Delta T_f \rightarrow$ Diferença de Temperatura do fluido à entrada e à saída do permutador (quente ou frio) (°C);

Conhecendo todos os dados do fluido frio, é possível determinar a potência térmica.

A segunda relação é dada pela equação geral para a transferência de calor através de uma superfície. Esta equação é escrita tendo em consideração a variação da diferença de temperaturas entre os fluidos ao longo do permutador:

$$Q = U A \Delta T_{lm} \quad (2.3)$$

Em que:

$U \rightarrow$ Coeficiente Global de Transferência de Calor (W/m².°C);

$\Delta T_{lm} \rightarrow$ Temperatura Média Logaritmica (°C);

Esta equação permite alcançar o objectivo fundamental do projecto de um permutador de calor, que é determinar a área total de transferência de calor necessária que o permutador deve ter para atingir o propósito para o qual é dimensionado. [7]

Material de Fabrico

No projecto de dimensionamento do permutador é importante que a escolha do material a utilizar, recaia sobre materiais com uma boa condutividade térmica, e seja compatível com ambos os fluidos que circulam no permutador (relativamente à temperatura, pH, pressões) para minimizar a sua deterioração.

Estes factores requerem uma cuidada selecção do material utilizado. Isto é, o material escolhido para construir o permutador deve apresentar boa condutividade térmica e

resistência à corrosão, uma vez que a baixa qualidade do material poderá conduzir a fugas que causam a contaminação de ambos os fluidos, devido ao seu cruzamento. [8]

Os materiais mais utilizados no fabrico de permutadores de calor são o Aço Inoxidável, Aço Carbono, Titânio, e outros metais resistentes à corrosão.

2.3.1. Tipos de Permutadores de Calor

Os permutadores de calor classificam-se atendendo a diferentes critérios consoante:

- O arranjo do escoamento: Os fluidos podem circular em contra-corrente, co-corrente;
- A função que desempenham: Podem ser utilizados como condensadores, pasteurizadores;
- A geometria: Podem dividir-se em permutadores tubulares, permutadores compactos, de placas, entre outros; [9]

Para este trabalho, foram estudados apenas dois tipos de permutadores com base na geometria:

- **Permutador de Carcaça e Tubos (Permutador Tubular)**, uma vez que é um tipo de permutador largamente utilizado para todas as aplicações industriais; [6]
- **Permutador de Placas em Espiral**, visto que é o tipo de permutador actualmente utilizado pela SimRia S.A. e cuja utilização tem sido cada vez mais frequente no tipo de processo em estudo;

Permutador de Carcaça e Tubos

Um permutador de carcaça e tubos consiste num feixe de tubos encerrados num tubo cilíndrico. [6]

As extremidades destes tubos são adaptadas dentre de placas, que separam o fluido do lado do invólucro do fluido do lado do tubo. Neste tipo do permutador são também utilizadas chicanas do lado da carcaça com o intuito de suportar os tubos e dirigir o fluxo de fluido contra os tubos

As dimensões deste tipo de permutador não ultrapassam em geral os 3-4 metros de comprimento. No entanto, os condensadores tubulares utilizados em centrais térmicas de produção de energia eléctrica possuem milhares de tubos e podem ter grandes dimensões.

A limpeza do interior destes tubos exige bastante tempo para a montagem e desmontagem. [9]

A figura 3 representa um esquema simples da constituição deste tipo de permutador.

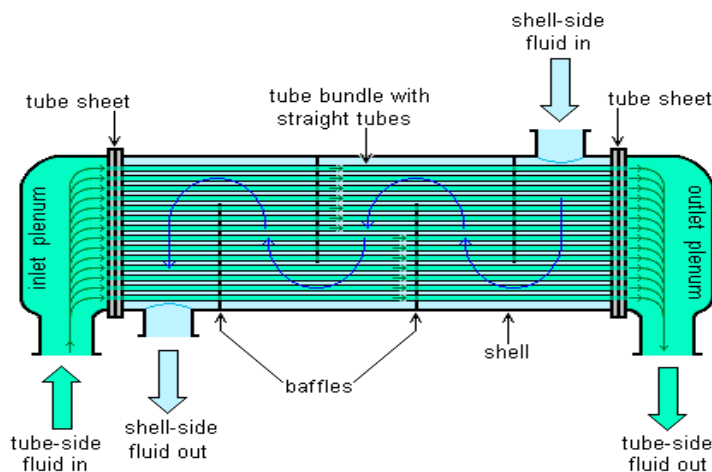


Figura 3 - Permutador de Carcaça e Tubos. [10]

Este tipo de permutador apresenta algumas características vantajosas:

- Indicado para operar com temperaturas e pressões elevadas;
- Designados de cabeça flutuante devido a possibilidade de se poderem mover relativamente a carcaça, facilitando processos de limpeza e de manutenção;
- Pode ser construído numa larga gama de materiais; [6,7]

Permutador de Placas em Espiral

Os permutadores de calor do tipo placa em espiral são frequentemente utilizados para o aquecimento e arrefecimento de lamas e outros fluidos viscosos (líquidos contendo partículas sólidas). [11]

Descrição da Configuração

O permutador de placas em espiral é constituído por duas placas, enroladas em espiral, em torno de um núcleo central, formando duas passagens concêntricas, onde circulam alternadamente o fluido primário e secundário. [11,12]

Cada extremo do permutador contem uma tampa que podem ser facilmente removível, simplificando a limpeza manual da área de transferência de calor.

Regimes de Escoamento

Os permutadores de placas em espiral podem ser classificados segundo três tipos, atendendo ao regime de escoamento criado:

- **Tipo I - Escoamento em Espiral:** Neste tipo de escoamento, ambos os fluidos circulam em direcções opostas, formando um regime de contra corrente. Geralmente o fluido quente entra no centro do permutador e o seu escoamento ocorre do interior para a periferia. Já o fluido frio entra na periferia e flui para o centro (ver figura 4). A transferência de calor entre os dois fluidos é conseguida por este regime de contra corrente que se cria no interior do permutador de calor. [11,12]
A sua utilização é mais indicada para processos líquido - líquido, e oferece uma boa taxa de transferência de calor quando é utilizado em serviços que incluem fluidos viscosos;
- **Tipo II - Escoamento em Espiral/Escoamento em Fluxo Cruzado:** Neste escoamento, um dos fluidos escoam em fluxo espiral e o outro escoam segundo um fluxo cruzado. Este tipo de escoamento adequa-se, sobretudo a processos que utilizam gases de baixa densidade (que passam pelo fluxo cruzado), evitando a quedas de pressão; [11,12]

- **Tipo III - Vapor Distribuído/Escoamento em Espiral:** Este tipo de permutador é semelhante ao de um condensador. É geralmente utilizado para condensação de fluidos; [11,12]

Tendo em conta as características acima referidas, para este estudo, optou-se pela caracterização do permutador do Tipo I (escoamento em contra corrente).

A figura 4 representa o fluxo originado entre os dois fluidos no permutador do Tipo I.

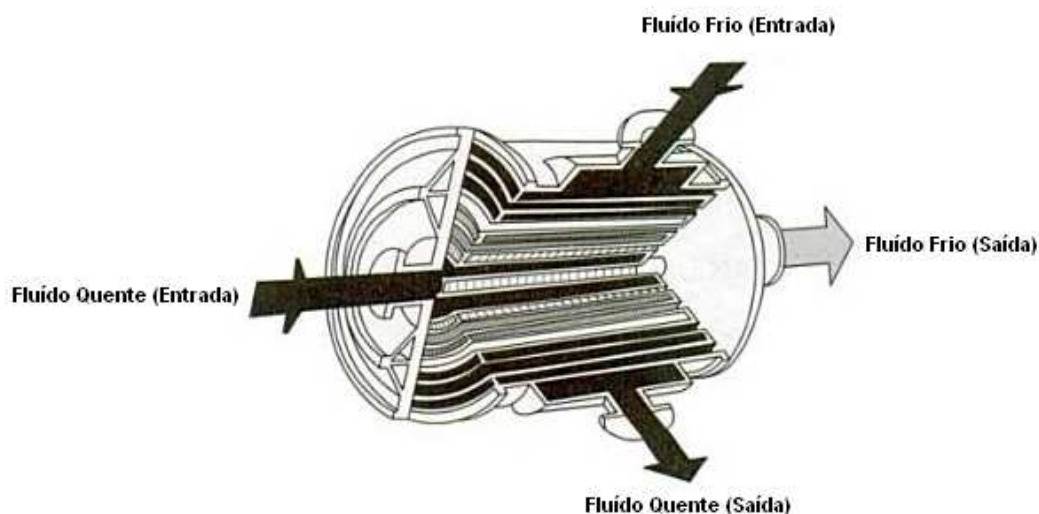


Figura 4 - Regime de escoamento num Permutador de Placas em Espiral do tipo I. [12]

Apesar de serem geralmente mais caros que os permutadores de carcaça e tubos (para a mesma superfície de transferência de calor, os custos fixos associados são maiores), os permutadores de placas em espiral apresentam outras características vantajosas que devem ser consideradas:

- O regime turbulento, criado pelo escoamento em espiral, permite criar um sistema de auto limpeza, uma vez que os sólidos presentes nos fluidos são arrastados, reduzindo assim as incrustações típicas dos fluidos com que trabalham. Esta característica confere aos permutadores de placas em espiral uma maior facilidade de limpeza; [13]

- O custo de manutenção deste equipamento é mais baixo relativamente ao permutador de carcaça e tubos;
- Como medida de redução do *sujamento*, recentemente, estes permutadores têm sido protegidos, através de um revestimento anti-corrosivo, evitando a deposição dos sólidos e eventual corrosão; [11]
- A sua configuração geométrica permite obter uma maior área de transferência de calor à conta de um menor volume (mais compacto relativamente aos permutadores tubulares). [12]
- As quedas de pressão geradas pelo escoamento dos fluidos são menores relativamente a permutadores tubulares.

Tendo em conta as características enunciadas, optou-se pelo dimensionamento de dois permutadores de placas em espiral em substituição do permutador singular de igual configuração que actualmente é utilizado na entidade para a qual o projecto em causa se destina.

Relativamente ao material, optou-se pelo aço inoxidável, uma vez que oferece uma elevada resistência anti-corrosiva.

2.4. Produção de Biogás

Como já foi referido anteriormente, uma das vantagens da digestão anaeróbia das lamas, é a produção de uma energia renovável, o biogás. Este recurso natural caracteriza-se como uma fonte inesgotável de energia e representa um enorme contributo na redução de emissão de gases com efeito de estufa.

Consoante as necessidades e o interesse das entidades responsáveis pelos processos de formação de biogás, este pode ser aproveitado fundamentalmente de duas formas:

- A primeira consiste na queima directa do gás: Em aquecedores, fogões, ou no caso da ETAR em estudo, é utilizado na caldeira de aquecimento da corrente de água do permutador; [14]
- A segunda forma, implica a existência duma unidade de cogeração, em que o biogás é convertido em electricidade, permitindo que este recurso seja transformado em energia eléctrica e térmica; [14]

Assim, é importante que as lamas que se formam no tratamento efectuado aos efluentes sejam tratadas, não só pelo risco de putrefacção mas também pelo seu eventual aproveitamento como fertilizante e da enorme importância económica que os seus produtos secundários representam.

2.4.1. Composição do Biogás e sua Importância

O principal constituinte do biogás é o metano (CH_4) que representa uma percentagem de cerca de 65 % do total do gás. A restante composição divide-se entre dióxido de carbono (que representam cerca de 30 %) e outros gases que se formam durante a digestão anaeróbia tais como hidrogénio, amónia, monóxido de carbono, vestígios de ácido sulfídrico e oxigénio que representam a menor parcela deste recurso natural. [5]

Dependendo da eficiência do processo de digestão, que é fortemente influenciado por factores como temperatura e pH, o biogás pode conter maiores ou menores percentagens de metano, que podem ir de uma gama de 40% a 80% de metano.

No entanto espera-se que o biogás gerado contenha a maior percentagem de metano possível, já que a presença de gases e substâncias não comburentes (denominadas

impurezas), prejudica a eficiência de utilização deste gás uma vez que, quando presentes na combustão, absorvem parte da energia gerada reduzindo o poder calorífico do biogás. [15]

Uma forma de contornar este aspecto, é sujeitar o biogás a uma lavagem antes de proceder á sua combustão, uma vez que as impurezas para além de reduzirem o rendimento da reacção podem causar danos no equipamento.

Importância da valorização do Biogás

A valorização do biogás deve ser, sempre que possível levada em conta, não só pela potencial utilização mas também porque a sua negligência conduz a condições ambientais prejudiciais:

- O metano e o dióxido de carbono, que como foi anteriormente referido, compõe maior parte do biogás, são ambos considerados gases com efeito de estufa que contribuem significativamente para o aquecimento global do planeta. No entanto, o metano presente no biogás é considerado como o principal causador do efeito de estufa (muito mais forte do que o dióxido de carbono).

Devido a este facto, é importante promover a combustão do metano em queimadores ou motogeradores, cuja reacção de oxidação, exemplificada na Equação 1, origina dióxido de carbono (gás menos poluente que o metano), diminuindo assim a emissão de gases com efeito de estufa; [1;15]



- Para além do factor ambiental, as vantagens económicas também são bastante relevantes. A utilização deste recurso pode contribuir para a diminuição do consumo de electricidade por parte da entidade responsável, uma vez que o biogás poderá ser convertido em energia eléctrica e posteriormente aproveitada na ETAR ou comercializada, constituindo uma receita adicional. [15]

Em termos ambientais, o biogás, produzido a partir de materiais orgânicos, é reconhecido pela Directiva 2009/28/CE como valioso, com base no «seu elevado potencial de redução das emissões de gases com efeito de estufa», quer no caso de este ser utilizado para produção de electricidade e calor ou de biocombustíveis. Esta Directiva

inclui-se no pacote de instrumentos da União Europeia para promover a utilização de fontes de energias renováveis. [16]

2.4.2. Produção de Biogás

Para produzir biogás num digester, é necessário previamente caracterizar o substrato que lhe irá dar origem (lamas), e conhecer as características do reactor onde se vai realizar o processo.

Neste sentido, a primeira condição é conhecer o caudal de lamas que é alimentado ao digester, e a percentagem de sólidos voláteis (SV) presentes neste mesmo caudal. Os SV são a matéria orgânica por digerir, que vão servir de substrato às bactérias metanogénicas e os responsáveis directos pela obtenção do biogás. Quanto maior for a concentração de SV no digester anaeróbio, maior será a produção de biogás.

Através de um balanço mássico realizado ao digester anaeróbio, em que a corrente de entrada está perfeitamente caracterizada, é possível calcular o caudal de SV à saída e posteriormente o valor de biogás produzido.

A figura 5 representa um esquema do balanço de massa realizado a um digester anaeróbio:

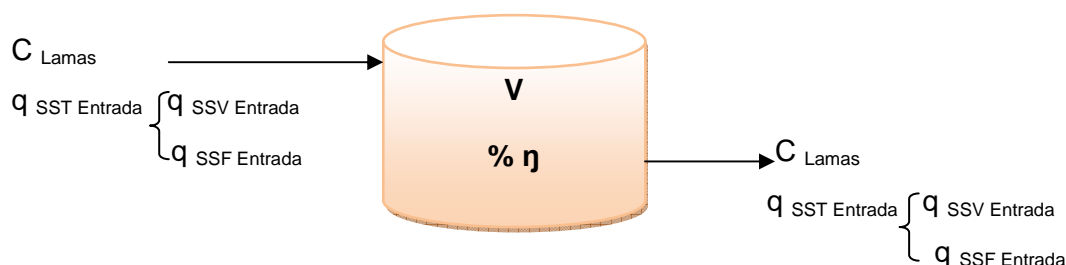


Figura 5 - Esquema do balanço de massa realizado a um digester anaeróbio.

Relativamente às legendas:

- C_{Lamas} → Concentração de lamas à entrada e saída do digester (kg/m^3);
- q_{SST} → Caudal de Sólidos Secos Totais presentes nas lamas, respectivamente à entrada e saída do digester anaeróbio (kg/dia);
- q_{SSV} → Caudal de Sólidos Secos Voláteis presentes nas lamas, respectivamente à entrada e saída do digester anaeróbio (kg/dia);
- q_{SSF} → Caudal de Sólidos Secos Fixos presentes nas lamas, respectivamente à entrada e saída do digester anaeróbio (kg/dia);

Relativamente ao digestor:

- $V \rightarrow$ Volume do digestor anaeróbio (m^3);
- $\% \eta \rightarrow$ Rendimento da reacção (redução de sólidos voláteis);

Segundo Metcalf & Eddy (1991), a percentagem de redução de sólidos voláteis nos reactores anaeróbios para as lamas mistas varia consoante o tempo de residência das lamas. O seu valor situa-se entre 45% e 60%, sendo que, quanto maior for o tempo de residência maior será a percentagem de redução e maior será o caudal de biogás obtido.

Relativamente ao tempo de residência das lamas no reactor, e referindo o mesmo autor, o seu valor pode variar entre 4 e 28 dias, consoante o caudal de lamas alimentado e a temperatura utilizada no digestor.

No digestor em causa, a temperatura das lamas encontra-se a cerca de 37 °C. Para este valor, o tempo de residência varia entre 4 e 10 dias.

A partir destes elementos base podem ser adoptados vários métodos de cálculo de previsão de obtenção do biogás. Em todos eles, o objectivo final é a obtenção de um gás que possa ser devidamente reutilizado na ETAR que o produz, ou então convertido em energia eléctrica e posteriormente comercializado.

Uma estimativa da quantidade de energia que é possível através do caudal de biogás produzido, pode ser conseguida através do seu poder calorífico. Cada metro cúbico de biogás formado equivale a 22 400 kJ, o que permite obter quantidades consideráveis de energia. [1]

3. Apresentação do Projecto

No Capítulo 3 é feita a descrição dos objectivos propostos para a realização deste trabalho, bem como das entidades envolvidas na elaboração do mesmo.

3.1. Âmbito do Projecto

Este trabalho de investigação consistiu fundamentalmente no estudo da possibilidade de recuperação do calor do efluente proveniente do tratamento primário da fábrica do grupo Portucel Soporcel (fábrica produtora de papel e pasta de papel), para o aquecimento da corrente de lamas do digestor anaeróbio da SimRia S.A. – ETAR Norte, (ambas localizadas em Cacia, distrito de Aveiro).

Como solução, propôs-se a implementação de um sistema de permuta térmica entre estes dois fluidos, constituído fundamentalmente por dois permutadores de placas em espiral, montados em paralelo que operam em contra-corrente.

Pretende-se que a implementação deste novo método de aquecimento de lamas seja uma alternativa económica relativamente ao actual sistema.

Posteriormente, incluiu-se neste estudo, a viabilidade e o interesse de tratamento das lamas resultantes do tratamento do efluente da fábrica da Portucel, se eventualmente existisse um terceiro digestor anaeróbio na SimRia S.A., que operasse exactamente nas mesmas condições que os outros dois existentes.

Para tal, foi necessário conhecer os processos realizados nas empresas envolvidas, e caracterizá-las quanto à sua actividade, bem como conhecer o funcionamento do sistema.

3.2. Caracterização das Empresas

3.2.1. Grupo Portucel Soporcel

O grupo Portucel Soporcel é uma empresa nacional de produção de papel, destacando-se como líder europeu na produção de papel fino não revestido, para a indústria gráfica e utilização em escritório.

Este grupo é responsável pela produção de 500 000 toneladas de papel anuais e é o maior produtor nacional de energia partindo da biomassa florestal, produzindo mais de 90% da energia eléctrica a partir da valorização deste recurso. [17]

As fábricas do grupo estão localizadas apenas em Portugal, nomeadamente em Cacia, Figueira da Foz e Setúbal, sendo esta última a maior impulsionadora da produção do grupo. Todas estas unidades industriais funcionam com elevados níveis de protecção ambiental, cumprindo todas as normas exigidas a nível nacional e internacional. [17]

A elaboração deste projecto conta com a colaboração da fábrica localizada em Cacia, uma vez que é o efluente primário tratado na ETAR desta unidade industrial que vai ser utilizado para aquecer as lamas do digestor anaeróbio da empresa **SimRia S.A – ETAR Norte**.

A **fábrica de Cacia** é responsável pela produção de 272 mil toneladas de pasta por ano para aplicações especiais de vários tipos de papel como: os papéis *décor*, papéis revestidos e os papéis *tissues* de alta qualidade. Esta unidade industrial possui uma ETAR com instalações próprias onde é feito o tratamento da água residual proveniente da produção do papel e da pasta. [17]

A produção de matéria-prima nesta unidade gera um caudal de água residual à entrada da ETAR de 30 000 m³/dia a uma temperatura de 58 °C.

O tratamento da água residual gerada engloba três fases distintas de tratamento: Tratamento Primário, Tratamento Secundário (ou Biológico) de lamas activadas e Manuseamento de Lamas. [18]

O tratamento primário tem início na gradagem, constituída por uma grelha mecânica que é responsável pela remoção de sólidos mais grosseiros. De seguida, é admitida na unidade de neutralização para ajuste do pH com ácido sulfúrico e cal viva e posteriormente no decantador primário onde maior parte do material sólido é removido. Do primeiro tratamento resultam lamas primárias. [17]

O efluente que abandona o decantador primário a 45 °C, passa por uma bacia de equalização, provida de 6 arejadores/misturadores, responsável por minimizar a carga de sólidos que o efluente possa conter, e estabilizar outras propriedades. De seguida é conduzido a uma torre de arrefecimento que vai regular a sua temperatura até cerca de 37 °C, de modo a poder ser admitido no tratamento secundário (ou biológico).

Antes de ser conduzida ao tratamento secundário, a água residual é direccionada a um segundo tanque de neutralização, para ajuste do pH a valores próximos de 7.

O tratamento secundário é organizado em duas linhas, cada uma constituída por um tanque de arejamento de lamas activadas e um decantador secundário. No tanque de arejamento é feita a degradação biológica da matéria orgânica do efluente e no decantador dá-se a separação da lama biológica do efluente.

Do tratamento secundário resultam lamas biológicas que são conduzidas ao espessador para redução da percentagem de água.

O efluente resultante possui características aceitáveis e pode finalmente ser descarregado no meio público hídrico. Para tal, é conduzido ao colector municipal pertencente à SimRia S.A., que assegura a sua descarga no mar, através de emissário submarino.

As lamas secundárias juntam-se às lamas primárias numa câmara de mistura. A quantidade de lamas geradas nesta ETAR ronda os 6700 kg/dia, numa fracção mássica 60:40 de lamas primárias e biológicas, e vão ser tratadas por um processo de desidratação. [17]

A figura 6 representa um esquema simplificado das fases do tratamento descrito.

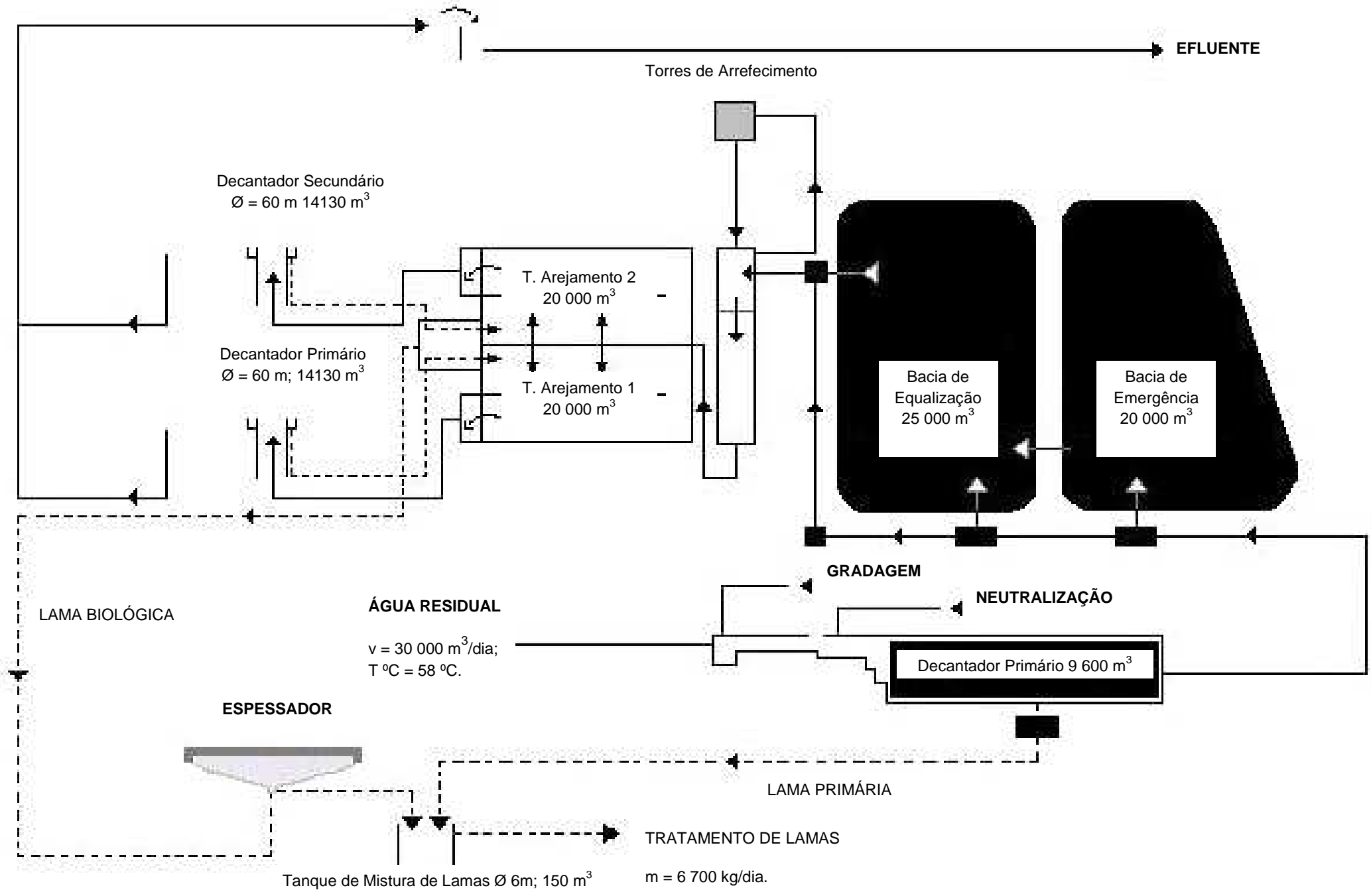


Figura 6 - Esquema Simplificado da ETAR do grupo Portucel da fábrica de Cacia. ^[18]

3.2.2. SimRia S.A. – Sistema Integrado dos Municípios da Ria de Aveiro

A SimRia S.A., criada em 1997, é responsável pela recolha, tratamento e envio para o mar dos efluentes domésticos produzidos na região. Este tipo de actividade permite que os esgotos produzidos na zona de Aveiro sejam desviados da Ria, melhorando significativamente a qualidade ambiental da região, mais concretamente da água da Ria. Este sistema de saneamento é constituído pela ETAR Norte, em Cacia, e pela ETAR sul, na zona industrial da Mota.

A implementação do projecto será feita na ETAR Norte, que está dimensionada para servir uma população de 272.000 habitantes. [19]

Esta ETAR efectua tratamento secundário aos efluentes que chegam a esta estação através de um sistema de lamas activadas.

O valor do caudal admitido no tratamento varia em função da estação do ano. Dados fornecidos pela SimRia revelam que em 2010 o valor médio foi de 36 084 m³/dia e em 2011 o valor médio do 1º semestre de foi de 41 074 m³/dia.

Relativamente à fase líquida, a SimRia S.A. efectua o tratamento dos efluentes domésticos, através das seguintes fases:

- O tratamento primário que engloba operações como a gradagem e o desarenamento/desengorduramento, onde sólidos mais grosseiros e gorduras que o efluente possa conter são removidos, sendo admitido de seguida ao decantador primário.

Deste primeiro tratamento resulta um caudal de lamas de 1041 kg/dia em que 35 % deste caudal corresponde a sólidos secos e os restantes 65 % a sólidos voláteis; [20]

- O tratamento secundário (ou biológico), tal como na Portucel, realizado através de um sistema de lamas activadas, onde a matéria orgânica presente no efluente é degradada através da acção de microrganismos aeróbios, seguindo depois para o decantador secundário para a clarificação do efluente proveniente do tanque de arejamento;

O tratamento secundário origina um caudal de lamas de 1038 kg/dia onde 45 % deste valor são sólidos secos e os restantes 55 % correspondem a sólidos voláteis; [20]

As lamas que resultam deste processo (decantação primária e secundária), seguem para uma câmara mista onde são admitidas, e depois de homogeneizadas, sofrem um tratamento em três fases distintas:

- O espessamento gravítico das lamas, equipado com raspador e pente de espessamento, onde se verifica a redução do volume de lamas, através da redução da quantidade de água;
- Digestão anaeróbia das lamas, que ocorre num digestor com dimensões de 20,0 x 4,0 x 2,5 m, que correspondem respectivamente ao Diâmetro do digestor x Altura cilíndrica útil x Altura cónica útil. Este digestor atinge uma área de 315 m² e um volume de 1520 m³ e é onde bactérias específicas degradam resíduos orgânicos presentes nas lamas a uma temperatura de 37 °C;

Desta digestão anaeróbia resulta um gás muito útil, que é aproveitado para a produção de energia e para alimentar a caldeira.

Para atingir a temperatura de degradação, a corrente de lamas é reciclada partindo do digestor anaeróbio, passando por um permutador de placas em espiral que opera em contra – corrente com uma pressão de funcionamento inferior a 3 bar e é aquecida desde 32 °C até à temperatura óptima (37 °C), com um caudal volumétrico de 110 m³/h, regressando ao digestor anaeróbio para serem digeridas.

O fluido secundário, utilizado para aquecer as lamas, é uma corrente de água aquecida numa caldeira. Esta corrente secundária é admitida no permutador a 70 °C e a um caudal de 112 m³/h e regressa à caldeira a 65 °C, segundo um circuito fechado.

- Desidratação das lamas, processada por três filtros de banda, onde é retirada grande parte da água ainda existente nas lamas. O caudal de lamas é de aproximadamente 12 m³/h para cada filtro banda e a sua concentração à entrada do filtro varia entre 1,1 e 1,8% de matéria seca. Após o processo de desidratação resulta uma corrente de lamas com cerca de 19 % de matéria seca; [19;20]

Deste tratamento da fase sólida resultam dois produtos finais: Biogás e lamas digeridas e desidratadas, valorizáveis na agricultura.

A figura 7 representa um esquema simplificado, do sistema de tratamento do efluente e das lamas processado na SimRia S.A.

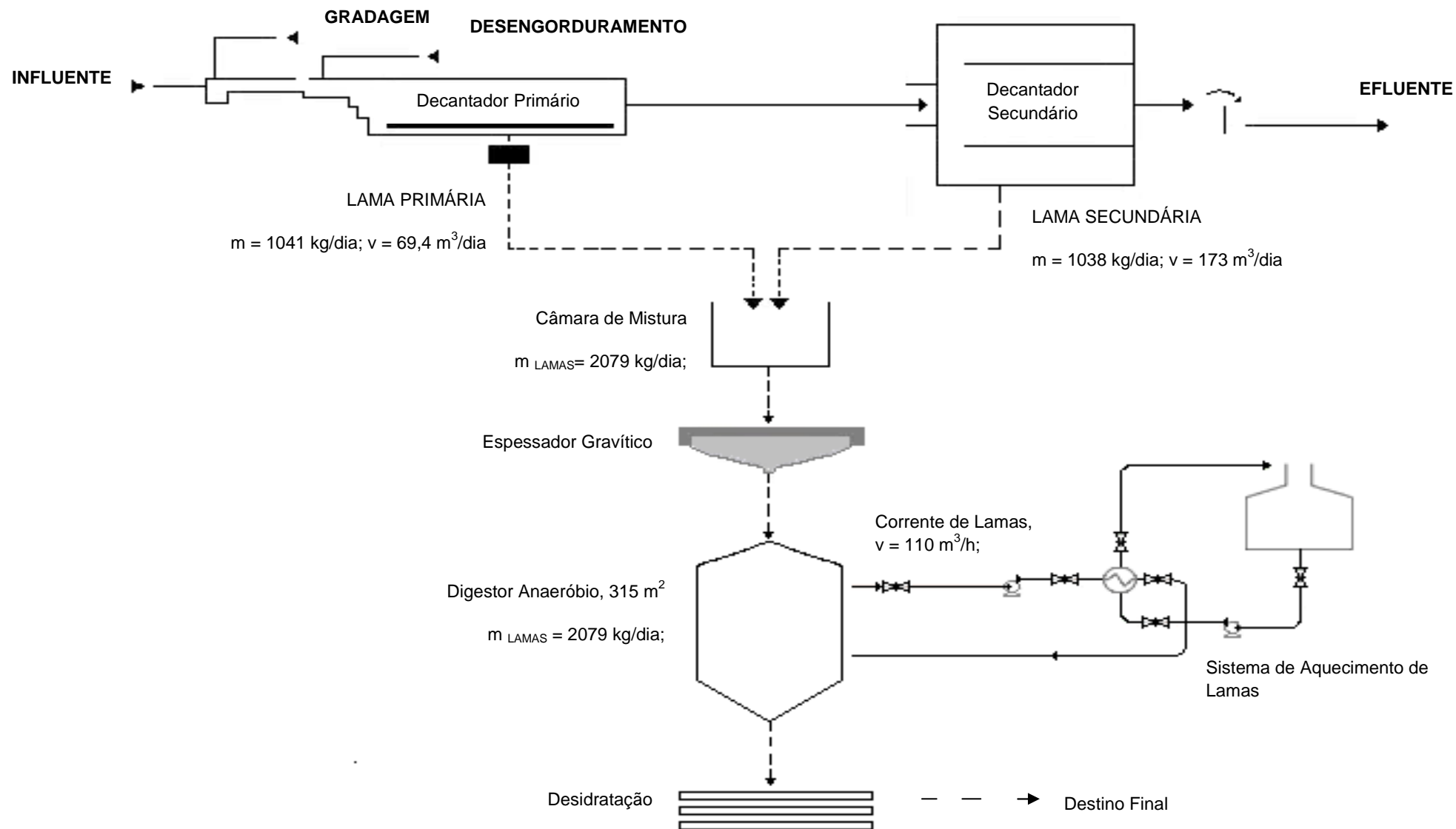


Figura 7 - Esquema Simplificado do funcionamento da ETAR da SimRia S.A.

4. Recuperação do Calor de um Efluente Primário para Aquecimento de Lamas de um Reactor Anaeróbio

Neste capítulo é feita a comparação entre a instalação actual e aquela que se pretende instalar que terá como função aquecer as lamas provenientes do digestor anaeróbio da SimRia – ETAR Norte, utilizando para tal o calor proveniente do efluente primário da fábrica de Cacia.

O equipamento seleccionado também se encontra descrito neste capítulo.

4.1. Instalação Actual do Equipamento de Aquecimento de Lamas

Como já foi referido anteriormente, a eficiência da digestão anaeróbia depende da temperatura a que as lamas se encontram no interior do reactor.

As lamas resultantes do tratamento do efluente passam por vários processos de condicionamento antes de serem admitidas ao digestor e a temperatura a que se encontram é substancialmente inferior à temperatura óptima de operação (que deve rondar os 37 °C). Como tal, é de extrema importância, a existência de um sistema de aquecimento das lamas.

É importante referir que na ETAR alvo do estudo, existem actualmente dois digestores anaeróbios em funcionamento, e para cada um existe um permutador (com as mesmas características) responsável pelo controlo da temperatura das lamas. No entanto, e por se tratar de um projecto de investigação, optou-se por aplicar o estudo em apenas um digestor e respectivo permutador, e verificar a viabilidade do mesmo antes de ser alargado a todo o equipamento disponível na ETAR.

Actualmente, este sistema é constituído por um único permutador de placas em espiral que opera uma corrente de lamas a um caudal 110 m³/h. Como fluído secundário do processo, ou seja, aquele que é responsável pelo aquecimento das lamas, é utilizada uma corrente de água, admitida com um valor de caudal de cerca de 112 m³/h. A temperatura desta corrente de água, é obrigatoriamente superior à corrente de lamas ou o processo de transferência de calor não ocorre. Para tal, existe uma caldeira, que assegura o aquecimento da água utilizada. A caldeira é constituída por duas rampas, uma de biogás e outra de gás natural, embora actualmente só funcionem com recurso ao biogás (produzido no digestor anaeróbio). Em função das necessidades térmicas, poderá estar com uma chama ligada ou com duas, sendo que com uma chama consome cerca de 35 m³/h e com 2 chamas, cerca de 70 m³/h.

Relativamente à produção de biogás no digestor, que se origina devido à digestão anaeróbia das lamas, estima-se uma produção mensal de 37 888 m³/mês.

Com este projecto pretende-se que todo este caudal de biogás seja convertido em energia eléctrica constituindo uma receita adicional á SimRia S.A.

Relativamente à temperatura das correntes, as lamas são aquecidas desde 32 °C até 37 °C, e a corrente de água é admitida ao permutador a 70 °C e à saída, retorna á caldeira a uma temperatura de 65 °C.

A figura 8 representa o actual sistema, existente na SimRia S.A., projectado para aquecer as lamas até à temperatura ideal.

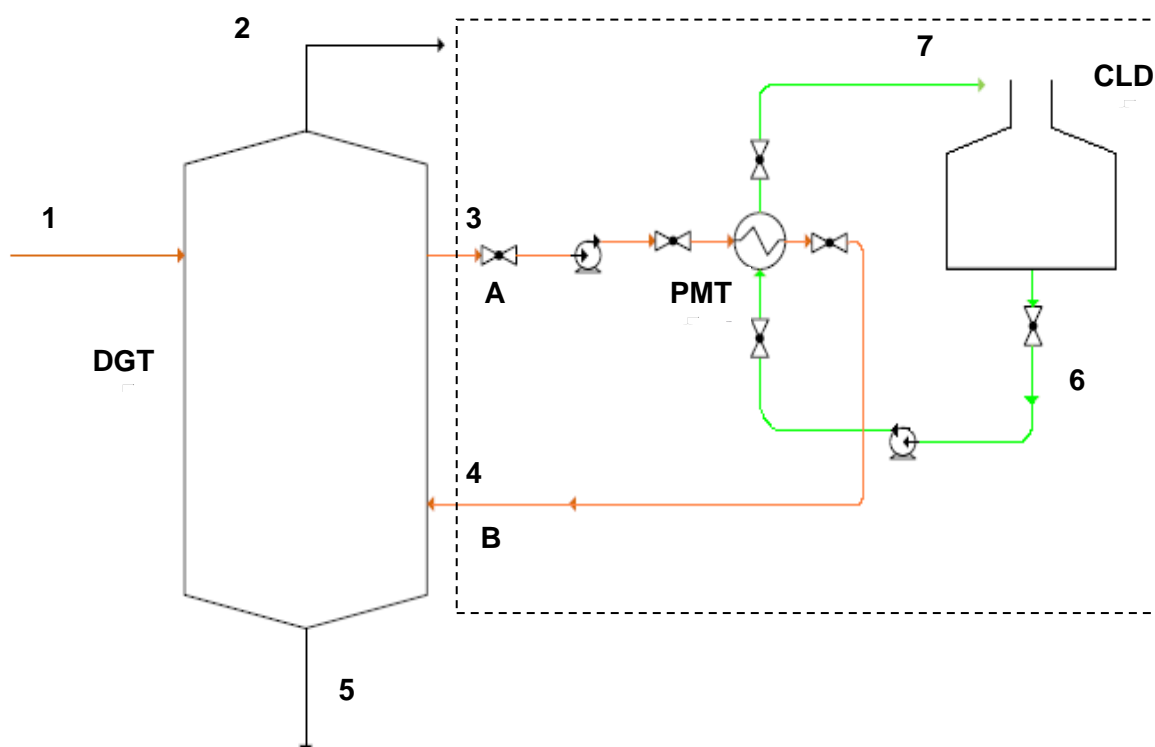


Figura 8 - Esquema simplificado do funcionamento actual da unidade de aquecimento das lamas da SimRia S.A.

As correntes numeradas de 1 a 7 correspondem a:

1. Corrente de Lamas à entrada do digestor;
2. Saída de biogás produzido no Digestor Anaeróbio ($v = 37\,888\text{ m}^3/\text{mês}$);
3. Corrente de Lamas à entrada do Permutador de Calor, $T = 32\text{ }^\circ\text{C}$;
4. Corrente de Lamas à saída do Permutador de Calor, $T = 37\text{ }^\circ\text{C}$;
5. Corrente de Lamas Espessadas;
6. Corrente de água proveniente da caldeira à entrada do Permutador de Calor, $T = 70^\circ\text{C}$;
7. Corrente de água proveniente da caldeira à saída do Permutador de Calor, $T = 65\text{ }^\circ\text{C}$;

O equipamento representado corresponde a:

DGT: Digestor Anaeróbio;

PMT: Permutador de Placas em Espiral;

CLD: Caldeira;

O equipamento rodeado pelo tracejado é aquele que se pretende substituir recorrendo à utilização do efluente primário da fábrica da Portucel em que **A** e **B** representam os pontos de substituição.

4.2. Diagrama da nova Instalação

Na figura 9 encontra-se representado o esquema do novo processo de permuta térmica entre as Lamas da empresa SimRia S.A. e o efluente primário proveniente da fábrica da Portucel.

O processo terá na sua principal constituição dois permutadores de calor do tipo placa em espiral montados em paralelo, e duas bombas centrífugas.

A tubagem responsável pelo encaminhamento dos dois fluidos até ao permutador de calor será fabricada em aço inoxidável tipo AISI 304.

As correntes admitidas no permutador, foram caracterizadas tendo em conta os dados fornecidos pela SimRia S.A., que são as condições actuais de funcionamento do permutador de calor desta ETAR:

As **lamas** a serem aquecidas provêm do digestor anaeróbio já existente na SimRia S.A. a um caudal volumétrico de 110 m³/h divide-se em duas correntes de 55 m³/h e iniciam o processo de permuta de calor a uma temperatura de 32 °C. Depois de aquecidas regressam ao mesmo digestor à temperatura de 37 °C.

O **efluente primário** proveniente da fábrica da Portucel divide-se em duas correntes que serão admitidas nos permutadores a uma temperatura de 45 °C. Ao abandonar os permutadores, as duas correntes voltam a unir-se e o efluente regressa à fábrica com uma temperatura de 40 °C, sendo admitido à torre de arrefecimento. O valor do caudal de efluente é calculado de acordo com as propriedades das lamas e através de um balanço que pode ser consultado no capítulo 6 deste trabalho.

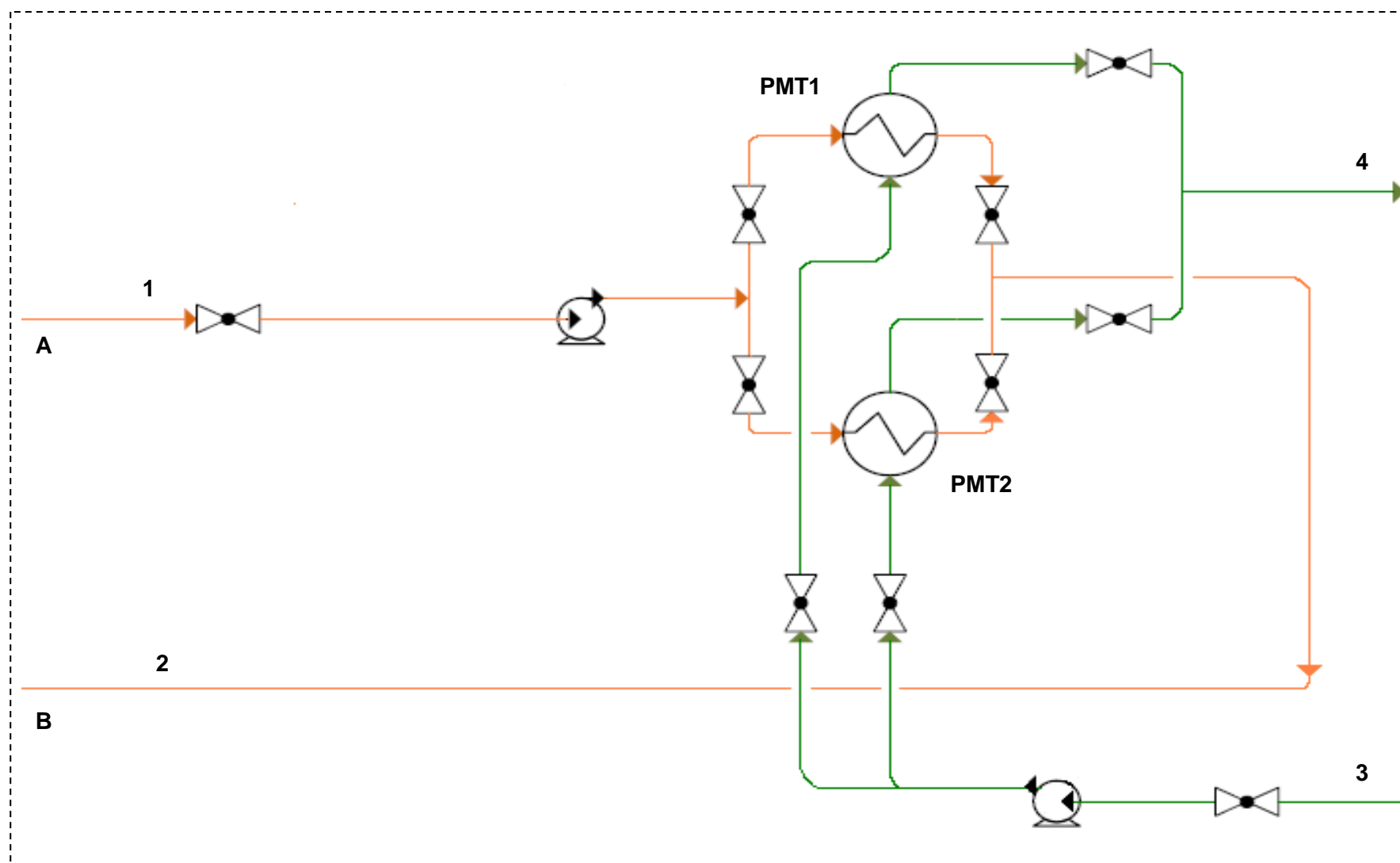


Figura 9 - Esquema representativo do novo sistema de permuta térmica entre o Efluente Primário e as Lamas.

Legenda da figura 9:

Correntes:

1. Corrente de lamas à entrada do permutador de calor (provenientes do digestor);
2. Corrente de lamas à saída do permutador de calor (que regressam ao digestor);
3. Corrente de efluente proveniente da Portucel à entrada do permutador de calor;
4. Corrente de efluente proveniente da Portucel saída do permutador de calor que regressa à Portucel;

Os pontos assinalados como **A** e **B** representam, respectivamente, os pontos onde a corrente de lamas abandona e regressa ao digestor anaeróbio.

Equipamento:

DGT: Digestor Anaeróbio;

PMT₁, PMT₂: Permutador de Placas em Espiral;

4.3. Contributo do estudo realizado

A implementação deste novo processo de aquecimento propõe a obtenção de alternativas vantajosas às partes intervenientes.

Actualmente a SimRia S.A., para aquecer as lamas do digestor anaeróbio, recorre ao aquecimento de água numa caldeira alimentada com o biogás que o mesmo produz.

Por outro lado, a fábrica Portucel depara-se com um problema de temperatura do efluente à saída do tratamento primário, uma vez que a água residual abandona este tratamento com uma temperatura de cerca 47 °C. Este valor impede o funcionamento correcto do tratamento biológico visto que para poder ser admitido nesta fase, a temperatura do efluente não pode ser superior a 37 °C, sendo portanto necessário recorrer a uma torre de arrefecimento para controlar a temperatura do mesmo.

Utilizando o calor proveniente do efluente da Portucel, as lamas poderão ser aquecidas até à temperatura pretendida, e o efluente poderá ser arrefecido até à temperatura possível.

A introdução do novo sistema pretende a obtenção de benefícios económicos e ambientais principalmente para a SimRia, S.A., e para a Portucel que também integra projecto.

As principais vantagens são:

- O corte na utilização da caldeira de aquecimento de água por parte da SimRia S.A. que actualmente é responsável pela permuta de calor com as lamas a tratar, uma vez que vai utilizar o efluente primário da Portucel para desempenhar esta função, reduzindo os custos de manutenção da mesma;
- Aumento da quantidade de biogás a alimentar ao motogerador para produção de energia eléctrica;
- Redução da temperatura do efluente da Portucel;

5. Aproveitamento das Lamas Geradas na Portucel para Produção de Biogás

Como estudo adicional deste trabalho de investigação, surgiu a hipótese de aproveitamento das lamas geradas na fábrica da Portucel, para produção de biogás na ETAR da SimRia S.A., supondo que se misturam as lamas e se utilizam os actuais digestores ou, que na pior hipótese, se instala um terceiro digestor livre, que funcionará exactamente nas mesmas condições que os outros dois.

A previsão da geração de biogás é de fundamental importância para estimar a viabilidade energética e económica da instalação de recuperação de gás. As receitas geradas devem ser significativas ou então a instalação deste sistema não revela utilidade.

Neste capítulo, apresenta-se o caudal de biogás que é possível gerar a partir das lamas provenientes da Portucel, partindo das condições pré estabelecidas. Incluiu-se também o interesse económico desta hipótese, considerando que todo o biogás gerado poderá ser comercializado.

No Anexo V podem ser consultados todos os cálculos inerentes à obtenção do caudal de biogás que se pode produzir.

Relativamente aos dados necessários a este problema sabe-se as características e condições de operação do digestor da SimRia S.A.:

- Volume = 1520 m³;
- T °C_{Operação} = 37 °C;
- Tempo de retenção = 4 dias;
- % η = 45 %. [1]

Através de dados fornecidos pela Portucel, sabe-se que a ETAR desta fábrica gera cerca de 200 ton/mês de lamas (em base seca) com uma concentração de 15 g/ L.

Relativamente à matéria volátil, esta representa cerca de 70 % dos sólidos secos.

Para estas condições, o valor de caudal de biogás produzido será de aproximadamente 44 m³/h (ver Anexo V).

Relativamente ao valor económico, é necessário ter em conta não só o poder calorífico do biogás (que é cerca de 22 400 kJ/m³), mas também o valor do rendimento eléctrico equivalente do motor da unidade de cogeração (REE), que para o caso em estudo, o REE mínimo deve ser igual ou superior a 55%. [1; 22].

O valor de caudal de biogás produzido determinado anteriormente, permitiu obter um valor de energia de 9,8 x 10⁵ kJ/h (consultar Anexo V).

Considerando um REE de 55 %, convertendo o valor da energia em potência eléctrica, é possível obter cerca de 150 kW.

Com base em preços do mercado, esta potência gerada pela produção de biogás vai gerar uma receita adicional às entidades envolvidas no projecto.

5.1. Receitas Geradas com o aproveitamento das lamas geradas na Portucel para produção de Biogás

Com a informação detalhada anteriormente, calculou-se a receita adicional que a Portucel e a SimRia podem obter através da utilização das lamas que se geram na primeira fábrica, para produção de biogás num digestor anaeróbio da segunda.

Os resultados obtidos encontram-se descritos na tabela 1.

Considerou-se que a instalação opera continuamente num regime de 24 horas por dia, 360 dias por ano.

Tabela 1 - Receitas obtidas com a digestão das lamas da Portucel no digestor anaeróbio da SimRia S.A.

Produto	Potência (kW)	Horas Anuais de Funcionamento	Produção Anual (kW.h)	Preço ¹ (€/kW)	Receita Total Anual (€)
Energia Eléctrica (Obtida através da digestão das lamas da Portucel)	150	8 640	1,30 x 10 ⁶	0,10	130 000,0
RECEITA TOTAL ANUAL					130 000,0

Analisando a tabela 1, verifica-se que a hipótese em estudo é vantajosa, uma vez que o caudal de biogás obtido de cerca de 44 m³/h, convertido em potência permite obter 150 kW, podendo ser aproveitado para produção de energia e posteriormente comercializado gerando uma receita de 130 000,0 € para as entidades responsáveis.

Relativamente ao estudo da rentabilidade deste processo, só ficará perfeitamente estabelecido depois de conhecido o investimento necessário para o transporte das lamas, e, caso necessário, um novo digestor e gerador de energia. Este estudo não foi feito porque está fora do âmbito do trabalho.

¹ NOTA:

- Preço de venda do kW.h.

6. Dimensionamento da Instalação

Neste capítulo é feito o dimensionamento da nova instalação a ser implementada na ETAR SimRia S.A., destinada ao aquecimento de lamas através da permuta térmica com o efluente primário proveniente da fábrica da Portucel.

6.1 Dimensionamento dos Permutadores de Calor

O equipamento que se pretende utilizar para aquecer as lamas são dois permutadores de placas em espiral em aço inoxidável.

6.1.1. Caudal de efluente necessário à permuta de calor

Os valores de caudal e temperatura utilizados para as lamas foram cedidos pela ETAR SimRia S.A. e são os valores de funcionamento da instalação actual.

Actualmente, as lamas circulam no permutador e em todo o sistema a um caudal de 110 m³/h. Uma vez que vão ser instalados dois permutadores para substituir este, o caudal que circula em cada permutador será de 55 m³/h de lamas. Em termos de caudal mássico, o caudal de lamas que será admitido ao permutador pode ser calculado a partir da expressão 6.1:

$$m_L = \frac{v_L \cdot \rho_L}{3600} \quad 6.1$$

Onde:

v_L → Caudal volumétrico das lamas que circulam no permutador (m³/s);

m_L → Caudal mássico das lamas (kg/s);

ρ_L → Massa volúmica das lamas (kg/m³);

$$m_L = \frac{55 \cdot 1020}{3600}$$

$$\Leftrightarrow m_L = 15,6 \text{ kg/s}$$

O caudal de efluente necessário foi calculado a partir destes valores usando a mesma diferença de temperatura que actualmente se verifica no permutador de calor para a água que fornece o calor necessário à corrente de lamas, ou seja $\Delta T_{\text{Efluente}} = 5^\circ\text{C}$.

$$m_L \cdot Cp_L \cdot (T_{sL} - T_{eL}) = m_E \cdot Cp_E \cdot (T_{eE} - T_{sE})$$

Onde:

Cp_L → Calor específico das lammas (J/kg.K);

T_{sL} → Temperatura de saída das lammas (°C);

T_{eL} → Temperatura de entrada das lammas (°C);

m_L → Caudal mássico do efluente (kg/s);

Cp_E → Calor específico do efluente (J/kg.K);

T_{eE} → Temperatura de saída do efluente (°C);

T_{sE} → Temperatura de entrada do efluente (°C);

Supondo $T_{sE} = 40^\circ\text{C}$, obtém-se em cada permutador:

$$15,6 \cdot 4200 \cdot (37 - 32) = m_E \cdot 4180 \cdot (45 - 40)$$

$$\Leftrightarrow m_E = 15,7 \text{ kg/s.}$$

6.1.2. Características do permutador

Os cálculos de dimensionamento do permutador de placas em espiral encontram-se descritos no Anexo II.

A figura 10 representa um esquema simplificado das dimensões características deste tipo de permutadores.

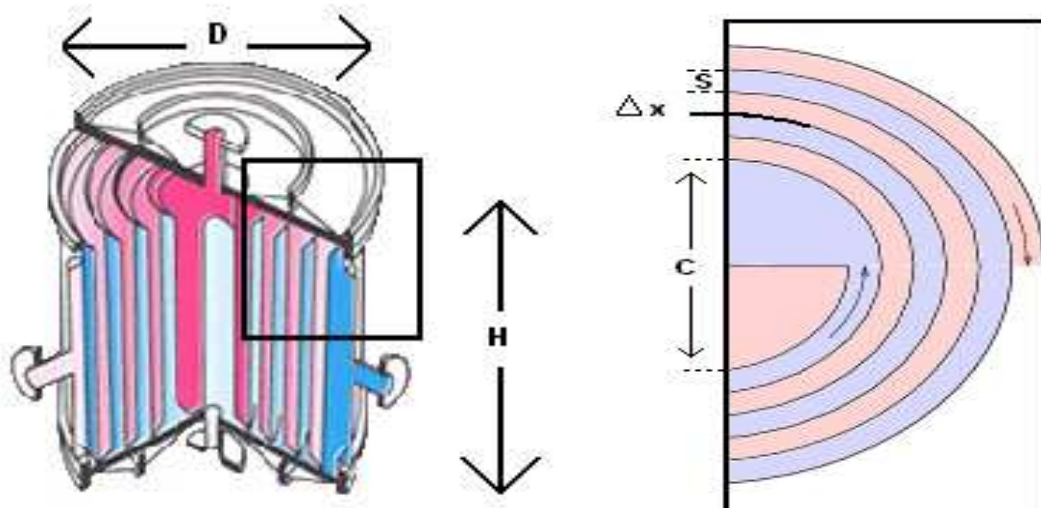


Figura 10 - Representação das medidas do permutador de placas em espiral.

As medidas apresentadas correspondem a:

H → Largura da placa do permutador (m);

D → Diâmetro externo da espiral (m);

S → Espaço onde circula cada um dos fluidos alternadamente (m);

Δx → Espessura da placa (m);

c → Diâmetro do núcleo central da espiral (m);

Este tipo de permutador é constituído por duas placas enroladas em espiral, em torno de um núcleo central, formando duas secções de passagem. Nestas duas secções circulam alternadamente o fluido quente e o fluido frio (efluente e lamas respectivamente), ocorrendo assim a transferência de calor. A parede que separa os espaços onde circulam o efluente e as lamas é geralmente caracterizada pela sua fina espessura.

Segundo Thakore & Bhatt (2007) ^[12], as dimensões dos permutadores de placas em espiral possuem medidas características fixas onde:

- A largura da placa, H, varia entre:
 - [101,6 - 152,4] mm (para incrementos de 50,8 mm);
 - [152,4 - 914,4] mm (para incrementos de 152,4 mm);
 - [914,4 - 1778] mm (para incrementos de 304,8 mm);
- Os espaços de circulação de cada fluido, S, são dimensionados conforme a largura da placa. Isto é, os valores de S podem ser:
 - 4,76 mm se H não ultrapassar os 304,8 mm;
 - 6,35 se H não for superior a 1219,2 mm;
 - 7, 9,4; 9,525; 12,7; 19,05 e 25,4 mm se H exceder os 1219,2 mm;
- A espessura da parede, Δx , pode variar de 2 a 10 mm, sendo o valor mais comum de 3,175 mm;
- O diâmetro do núcleo, C, apresenta dois valores comuns: 203,2 ou 304,8 mm;
- O diâmetro externo da espiral não tem dimensões pré-estabelecidas, no entanto para se obter uma configuração a mais compacta possível neste tipo de permutador, as medidas da largura e diâmetro externo da placa (H e D respectivamente), devem coincidir o mais possível.

Por ser um tipo de permutador específico de um determinado serviço (geralmente aqueles que envolvem aquecimento ou arrefecimento de lamas ou fluidos viscosos), a bibliografia relativa a este equipamento é limitada.

Para proceder ao dimensionamento do mesmo, adoptou-se o exercício modelo proposto por Thakore & Bhatt (2007), onde para determinar a área total do permutador, se arbitram inicialmente os valores das dimensões acima descritas, optando pelos valores mais comuns e mais frequentemente utilizados.

Todos os cálculos inerentes ao dimensionamento do permutador podem ser consultados no Anexo II.

Na tabela 2 encontram-se descritas as dimensões finais dos permutadores que foram seleccionadas com base nas regras a que estas devem obedecer.

Tabela 2 - Características dos permutadores de placas em espiral. ^[12]

Material	k_w (W/m.°C) (Condutividade Aço Inoxidável)	c (mm) (Diâmetro do núcleo central)	H (mm) (Largura das placas)	Δx (mm) (Espessura da parede)	S (mm) (Espaço para cada fluido)		D (mm) (Diâmetro externo da espiral)
					Lamas (S_L)	Efluente (S_E)	
Aço Inoxidável 316	14,5	203,2	1524	3,175	19,05	25,4	1,296

Cada um dos dois permutadores pretendidos para o projecto possui duas placas com uma largura (H) de 1,524 m cada, formando uma espiral que se encontra dividida em duas secções onde circulam alternadamente o fluido quente e o fluido frio (efluente e lamas respectivamente). O espaço correspondente às lamas tem de largura $S_L=19,05$ mm e o do efluente $S_E=25,4$ mm.

A parede que separa os espaços onde circulam o efluente e as lamas têm 3,175 mm de espessura.

Para estas dimensões, a área de permutador obtida foi de 74,7 m². Assumindo um valor de 20 % para o factor de segurança, o valor da área obtida foi de 90 m².

O comprimento da espiral calculado a partir deste último valor da área foi de 30 m.

Para se obter uma configuração a mais compacta possível neste tipo de permutador, as medidas da largura e diâmetro externo da placa (H e D respectivamente), devem coincidir o mais possível.

Como tal, no final do dimensionamento do permutador é importante verificar se estas duas dimensões apresentem valores próximos. Para isso, depois de determinar a área e o comprimento da placa, é necessário confirmar se o valor arbitrado inicialmente para a largura da placa permite obter um valor de diâmetro externo semelhante.

Para a largura da placa arbitrada, $H = 1524\text{mm}$, e para os valores de área e comprimento determinados, o valor para o diâmetro externo determinado foi de 1296 mm que se pode considerar aceitável e próximo de H .

6.2. Dimensionamento das bombas

Os cálculos inerentes ao dimensionamento nas bombas necessárias à instalação no novo permutador encontram-se no Anexo IV.

No projecto vão ser utilizadas duas bombas centrífugas para bombear os fluidos desde o reservatório até ao permutador. Para ambas foi considerada um rendimento de 80 %.

6.2.1. Características da bomba das lammas

A tabela 3 descreve as características da bomba necessária para bombear as lammas no processo. Os cálculos relativos a esta bomba encontram-se no Anexo IV, tópico IV.1.

Tabela 3 - Características da bomba de recirculação das lammas.

Caudal Lamas (kg/s)	Potência Necessária (kW)		Altura manométrica (m.c.a.)
	Ideal	Real	
31,2	4,0	5,0	16

A bomba é utilizada para bombear as lammas a um caudal de $31,2\text{ kg/s}$ a 32°C do digestor ao permutador. A potência ideal obtida foi de $4,0\text{ kW}$, que corresponde a uma potência real de $5,0\text{ kW}$ e a 16 metros de coluna de água (m.c.a.).

6.2.2. Características da bomba do efluente

Os cálculos auxiliares necessários ao dimensionamento desta bomba encontram-se no Anexo IV, tópico IV.2.

A tabela 4 descreve as características da bomba necessária para bombear o efluente no processo.

Tabela 4 - Características da bomba de recirculação do efluente.

Caudal Efluente (kg/s)	Potência Necessária (kW)		Altura manométrica (m.c.a.)
	Ideal	Real	
31,4	5,58	6,97	23

A bomba é utilizada para bombear o efluente a um caudal de 31,4 kg/s a 45°C da última caixa existente na linha que transporta o efluente desde a saída do tratamento primário até à bacia de equalização da ETAR da Portucel ao permutador. A potência ideal obtida foi de 5,58 kW, que corresponde a uma potência real de 6,97 kW e a 23 m.c.a.

7. Análise Económica

O capítulo 7 é referente ao estudo da viabilidade económica da instalação que se pretende incluir na ETAR SimRia S.A.

O estudo da viabilidade económica é um passo fundamental na elaboração de qualquer projecto. Ter conhecimento de todos os custos relativos à implementação do mesmo, bem como do valor das receitas que podem ser conseguidas é um factor decisivo relativamente à sua realização ou não.

Inicialmente, espera-se que o investimento de capital seja elevado (devido à aquisição do novo material, implementação do mesmo e mão-de-obra inerente) mas a médio longo prazo, as receitas geradas com o novo projecto deverão ser suficientemente elevadas que permitam compensar o investimento inicial, caso contrário o projecto não apresenta qualquer viabilidade e a sua implementação não é vantajosa.

Com base na disciplina leccionada no Instituto Superior de Engenharia do Porto, “Projecto e Análise Económica de Projectos” fez-se a análise de todos os custos relacionados com a implementação e manutenção do mesmo, bem como de todas as receitas que se pretendem obter. Ou seja, a análise económica da implementação do novo equipamento dimensionado e da sua viabilidade. Os cálculos que se apresentam neste capítulo dizem respeito ao primeiro objectivo deste trabalho de investigação, isto é, da implementação dos permutadores de calor em substituição da caldeira existente.

7.1. Custo do equipamento

Para a implementação do novo sistema de aquecimento de lamas, é necessário adquirir novo equipamento. Para tal fez-se pesquisa de orçamento junto de várias empresas, e seleccionou-se o material a adquirir com base na melhor relação qualidade-preço.

A tabela 5 descreve qual o equipamento necessário à implementação do projecto, bem como o custo de aquisição do mesmo.

Tabela 5 - Custo total de aquisição do equipamento necessário ao projecto.

DESCRIÇÃO EQUIPAMENTO	QUANTIDADE NECESSÁRIA	CUSTO TOTAL (€)
Permutador Placas Espiral	2	90 000,00
Bombas Centrifugas	2	4 600,64
Válvulas	10	16 882,86
Tubagem		(43,65) /m
Aço Inoxidável 304 (Portucel – Permutadores - Portucel)	510 (m)	22 261,50
Aço Inoxidável 304 (Digestor SimRia – Permutadores – Digestor SimRia)	74 (m)	3 230,10
Suporte tubos (12 em 12m)	49	4 900,00
CUSTO TOTAL EQUIPAMENTO		141 875,10

O investimento inicial na aquisição de todo o equipamento necessário à implementação do novo projecto será de **141 875 €**.

7.2. Custos de Operação e Despesas

Os custos de operação e despesa dizem respeito ao consumo energético a que este sistema obriga e se existe ou não despesa com aquisição de matéria-prima.

No caso deste projecto, não existe necessidade de aquisição de matéria-prima, e os únicos custos que se verificam são relativos ao consumo de electricidade por parte das bombas incluídas neste sistema.

NOTA:

- O preço do permutador foi obtido através da equação da página 226 do Coulson *Tecnologia Química Vol.6*, actualizada com o índice de 2008 (valor mais actual) da revista *Chemical Engineering*;
- O preço das bombas foi obtido através da colaboração da Grundfos;
- O preço das válvulas foi conseguido através do pedido de colaboração através do valvecenter.co.uk;
- O orçamento relativo à tubagem necessário (cotovelos incluídos), revestimento e suporte de apoio foi obtido através do pedido de colaboração com esma.nl/ESMA_International.htm.

Considerou-se que a instalação opera continuamente num regime de 24 horas por dia, 360 dias por ano, e sabe-se que é necessário interromper o processo de seis em seis meses para limpeza e manutenção do material.

Na tabela 6 podem ser consultados os custos estimados para as despesas com electricidade considerando um período anual.

Tabela 6 - Custos energéticos anuais para a bombagem requerida para a instalação.

Equipamento	Potência (kW)	Horas Anuais de Funcionamento	Consumo Anual (kW.h)	Preço ³ (€/kW)	Custo Total Anual (€)
Bomba Circulação Lamas	5,0	8 640	43 200	0,0617	2 665,5
Bomba Circulação Efluente	7,0		60 220,8		3 715,6
CUSTOS ENERGÉTICOS ANUAIS					6 381,1

Pela análise da tabela 6, os custos estimados relativos ao consumo energético da nova instalação durante um ano são **6 381,10 €**.

7.3. Plano de Investimentos

O plano de investimentos refere-se ao capital fixo e circulante que foi investido na implementação do projecto, bem como as respectivas amortizações.

O capital fixo consiste na descrição de todos os custos directos ou indirectos previstos até o projecto estar completo e a funcionar. O capital circulante envolve os custos de consumo energético e os custos de manutenção da instalação.

O plano de investimentos foi elaborado considerando o período de um ano para pagamento das dívidas contraídas com o investimento.

Para a instalação em questão considerou-se um período de vida útil de 10 anos.

³ NOTA:

- Custo kW.h fornecido pela SimRia S.A.

7.3.1. Investimento em Capital Fixo

A tabela 7 diz respeito ao investimento feito em capital fixo, onde se contabilizam os custos directos (aquisição do equipamento) e a estimativa dos custos indirectos. Os custos indirectos foram calculados a partir da consulta duma tabela presente no livro Coulson VI que relaciona os custos directos com os indirectos a partir de uma determinada percentagem.

Na determinação das despesas com o capital fixo considerou-se que o pagamento do equipamento é efectuado 50% na data da compra, 25% ao fim de 6 meses e os restantes 25% no final do 1º ano.

Na tabela 7 pode ser consultada a estimativa feita para os custos obtidos com o investimento em capital fixo.

Tabela 7 - Investimento em Capital Fixo.

DESCRIÇÃO	T. Investimento (€)	ANOS		
		0	6 Meses	1
CUSTOS DIRECTOS				
Equipamento	141 875,10	70 937,55	35 468,78	35 468,78
TOTAL CUSTOS DIRECTOS		70 937,55	35 468,78	35 468,78
CUSTOS INDIRECTOS				
Instalação equipamento (25%)	35 468,78	17 734,38		17 734,38
Instrumentação e Controlo (20%)	28 375,02	14 187,51	14 187,51	
Instalação Eléctrica (10%)	14 187,51	14 187,51		
Mão-de-Obra (25%)	35 468,78	17 734,38	8 867,20	8 867,20
TOTAL CUSTOS INDIRECTOS		63 843,78	23 054,71	26 601,58
INVESTIMENTO CAPITAL FIXO		134 781,33	58 523,49	62 070,36

NOTA:

- Taxas retiradas a partir de Coulson, J. M. e Richardson, J.F. (1983) Volume VI.

Através da análise da tabela 7, verifica-se que os custos com o investimento em capital fixo serão de **134 781,33 €** na data de aquisição do material, **58 523,49 €** ao final de 6 meses e de **62 070,36 €** no final de um ano.

7.3.2. Investimento em Capital Circulante

O cálculo do capital circulante envolve os custos globais e o consumo energético.

Para este item não foram consideradas despesas extras com a manutenção do equipamento nem com o salário dos funcionários, uma vez que a SimRia S.A já conta com colaboradores especializados para desempenhar as funções requeridas.

Na tabela 8 apresenta-se o investimento em capital circulante ao fim de um ano.

Tabela 8 - Investimento necessário em Capital Circulante.

Descrição	Preço Total (€/ano)
Custos Energéticos	6 381,10
INVESTIMENTO CAPITAL CIRCULANTE	6 381,10

O total do investimento em capital circulante no final de um mês será de 6 381,10 €.

7.3.3. Amortizações

As amortizações do equipamento dizem respeito as pagamentos periódicos que serão efectuados até extinção da dívida contraída na aquisição do equipamento, considerando um período de vida útil económica de 10 anos.

As taxas de amortização foram retiradas do Decreto Regulamentar Decreto nº 2/90, de 12 de Janeiro.

A tabela 9 apresenta o mapa de amortizações para o tempo considerado.

Tabela 9 - Mapa de Amortizações e Valor Contabilístico do Imobilizado no período de vida útil considerado.

Descrição	Taxa Amortização	Valor Aquisição (€)	Anos										Valor Contabilístico	
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10		
Custos Directos														
Equipamento	12,5 %	141 875,1	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	17 734,4	0,0	0,0	€ 0,00
Custos Indirectos														
Instalação do Equipamento	5 %	35 468,8	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	1 773,4	17 734,4
Instrumentação e Controlo	20 %	28 375,0	5 675,0	5 675,0	5 675,0	5 675,0	5 675,0	5 675,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,0
Instalação Eléctrica	10 %	14 187,5	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	1 418,8	0,0
Mão-de-Obra	20 %	35 468,8	7 093,8	7 093,8	7 093,8	7 093,8	7 093,8	7 093,8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,0
Amortizações do Exercício			33 695,3	33 695,3	33 695,3	33 695,3	33 695,3	33 695,3	20 926,6	20 926,6	20 926,6	3 192,2	3 192,2	17 734,4
Valor Contabilístico		255 375,9	221679,9	187984,5	154289,2	120593,8	86 898,5	65 971,9	45 045,4	24 118,8	20 926,6	17 734,3	17 734,4	

De acordo com a tabela 9 verifica-se que o valor contabilístico da empresa no final dos 10 anos de vida útil do projecto será de 17 734,4 €

7.3.4. Mais ou Menos Valias de Alienação do Imobilizado no final do Investimento

De acordo com o Decreto-Lei nº 159/2009, de 13 de Julho, as mais ou menos valias são definidas como as depreciações ou amortizações de determinado imobilizado aceites fiscalmente, sendo de enorme importância para a análise económico de um projecto.

A tabela 10 indica o valor das mais ou menos valias obtidas para o projecto no final dos 10 anos considerados.

Tabela 10 - Valor das Mais ou Menos Valias no final dos 10 anos de vida útil do projecto.

Descrição	Valor Contabilístico (€)	Valor de Venda (€) (Residual Líquido)	(+/-) Valias (€)	Taxa ⁵	Imposto a pagar/receber (€)	Valor Residual Líquido
Custos Directos						
Equipamento	0,0	0,0	0,0			
Custos Indirectos						
Instalação do Equipamento	17 734,4	14 187,5	-3 546,9			
Instrumentação e Controlo	0,0	0,0	0,0	20 %	- 709,38	14 896,9
Instalação Eléctrica	0,0	0,0	0,0			
Mão-de-Obra	0,0	0,0	0,0			
TOTAL	17 734,4	14 187,5	-3 546,9			

NOTA: Todos os rendimentos são tributados à taxa de 20 %.

7.4. Proveitos e Receitas

A avaliação dos proveitos e receitas do projecto permite concluir se o projecto é viável ou não.

Relativamente ao objectivo principal deste projecto, sabe-se que actualmente, o biogás produzido no digestor anaeróbio é recuperado na ETAR para outras funções: Uma parte alimenta a caldeira responsável pelo aquecimento da corrente de água e outra parte é alimentada a um motogerador responsável pela produção de energia. No entanto, é produzido um excedente deste gás, e o gerador responsável pela geração de energia não tem potência suficiente para converter todo o biogás formado em corrente eléctrica. Assim, o biogás produzido em excesso é queimado numa tocha. Para a análise económica deste projecto, considerou-se que a unidade de geração de energia possui a potência requerida para transformar todo o biogás produzido em corrente eléctrica.

Com esta informação, calculou-se as receitas adicionais que a SimRia pode obter através da utilização do biogás que deixa de ser alimentado à caldeira e é conduzido ao motogerador para produção de energia. Os resultados obtidos encontram-se descritos na tabela 11.

Considerou-se que a instalação opera continuamente num regime de 24 horas por dia, 360 dias por ano.

Como já foi dito anteriormente, pretende-se que todo o caudal de biogás de 37 888 m³/mês, seja convertido em energia eléctrica, tendo sempre em conta o REE de 55 %. O balanço correspondente pode ser consultado no Anexo VI.

Tabela 11 - Receitas Anuais Obtidas com a venda de Energia Eléctrica.

Produto	Potência (kW)	Horas Anuais de Funcionamento	Produção Anual (kW.h)	Preço ⁶ (€/kW)	Receita Total Anual (€)
Energia Eléctrica (Obtida através da transformação do biogás)	182	8 640	1,58 x 10 ⁶	0,10	158 000,0
RECEITA TOTAL ANUAL					158 000,0

NOTA:

- Preço de venda do kW.h.

Verifica-se que a utilização do biogás produzido no digestor para produção de energia eléctrica permite à SimRia S.A. gerar uma receita extra de 158 000,0 € anuais.

Para poder dar continuidade à análise económica do projecto, considerou-se que ao longo dos 10 anos de vida económica útil estimada para o projecto, a venda da energia eléctrica vai sofrer um aumento anual de 1,5%.

Não existem necessidades de fundo de maneiio.

7.4.1. Mapa dos Cash-Flow do Projecto

As tabelas 12 e 13 explicitam os valores de Cash-Flow de Exploração e Investimento determinados para o projecto em causa.

Considerou-se que os custos variáveis representam cerca de 30 % das vendas anuais.

Relativamente ao valor das vendas e aos custos fixos relativos ao consumo de energia eléctrica (funcionamento das bombas), ambas sofrem um aumento anual de cerca de 1,5 %.

Tabela 12 - Mapa do Cash-Flow de Investimento nos primeiros 5 anos do projecto.

	0	6 Meses	1	2	3	4	5
VENDAS (Valor)			157 248,00	159 606,72	162 000,82	164 430,83	166 897,30
Custos variáveis (30%)			47 174,40	47 882,02	48 600,25	49 329,25	50 069,19
Custos fixos			6 381,10	7 019,21	7 721,13	8 493,24	9 342,57
RAIEFA (EBITDA)			103 692,50	104 705,49	105 679,44	106 608,34	107 485,54
Amortizações			33 695,34	33 695,34	33 695,34	33 695,34	33 695,34
Resultados Antes Impostos			69 997,16	71 010,16	71 984,11	72 913,00	73 790,20
Impostos sem lucros (25%)			17 499,29	17 752,54	17 996,03	18 228,25	18 447,55
Resultado líquido			52 497,87	53 257,62	53 988,08	54 684,75	55 342,65
Amortizações			33 695,34	33 695,34	33 695,34	33 695,34	33 695,34
Cash-Flow Exploração			86 193,21	86 952,95	87 683,42	88 380,09	89 037,99
Investimento							
Activos fixos ⁷	-134 781,33	-58 523,49	-62 070,36				
Cash-Flow Investimento	-134 781,33	-58 523,49	-62 070,36	0,00	0,00	0,00	0,00
Cash-Flow líquido	-134 781,33	-58 523,49	24 122,85	86 952,95	87 683,42	88 380,09	89 037,99

⁷ NOTA:

- Os valores a azul provêm do mapa de custo e pagamento do investimento.

Tabela 13 - Mapa do Cash-Flow de Investimento nos últimos 5 anos do projecto.

	6	7	8	9	10
VENDAS (Valor)	169 400,76	171 941,77	174 520,89	177 138,71	179 795,79
Custos variáveis (30%)	50 820,23	51 582,53	52 356,27	53 141,61	53 938,74
Custos fixos	10 276,83	11 304,51	12 434,96	13 678,45	15 046,30
RAIEFA (EBITDA)	108 303,70	109 054,73	109 729,67	110 318,64	110 810,75
Amortizações	20 926,58	20 926,58	20 926,58	3 192,19	3 192,19
Resultados Antes Impostos	87 377,13	88 128,15	88 803,09	107 126,45	107 618,56
Impostos sem lucros (25%)	21 844,28	22 032,04	22 200,77	26 781,61	26 904,64
Resultado líquido	65 532,84	66 096,11	66 602,32	80 344,84	80 713,92
Amortizações	20 926,58	20 926,58	20 926,58	3 192,19	3 192,19
Cash-Flow Exploração	86 459,42	87 022,69	87 528,89	83 537,03	83 906,11
Investimento					
Activos fixos	0,00	0,00	0,00	0,00	14 896,89 ⁸
Cash-Flow Investimento	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cash-Flow líquido	86 459,42	87 022,69	87 528,89	83 537,03	83 906,11

⁸ NOTA:

- Os valores a roxo provêm do mapa de amortizações e valor contabilístico do imobilizado

7.4.2. Medidas de Financiamento do Projecto

Para o financiamento deste projecto considerou-se que sobretudo a existência de capitais próprios, mas ainda assim considerou-se a necessidade de recorrer a capitais alheios:

- Capitais Próprios: 60% do investimento;
- Custos dos capitais próprios: 25%;

- Capitais Alheios: 40% do investimento;
- Custos dos capitais alheios: 10%;
- Custos dos capitais alheios após impostos: 7,5 %.

A percentagem de custo dos capitais alheios, refere-se à taxa após pagamento de imposto, tendo sido calculada para uma taxa de IRC de 25%.

O custo médio ponderado do capital (WACC) determinado foi de 18%.

7.4.3. Medidas de Rentabilidade do Projecto

Partindo dos valores de cash-flow líquido e cash-flow de exploração determinados anteriormente, procedeu-se ao cálculo das medidas de rentabilidade do projecto, que visam comprovar a viabilidade do projecto estudado.

Recorrendo ao valor de WACC determinado, 18 %, é possível determinar o valor actual líquido do projecto, o índice de rentabilidade bem como o seu período de retorno.

7.4.3.1 Valor Actual Líquido (VAL)

A tabela 14 demonstra o valor actual líquido determinado para o projecto.

A percentagem de custo dos capitais alheios refere-se à taxa após pagamento de imposto à taxa de IRC de 25 %.

Tabela 14 - Mapa com Valor Actual Líquido estimado para o período de vida útil de 10 anos.

Descrição	Anos											
	0	6 Meses	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Cash-Flow Líquido	-134 781,33	-58 523,49	24 122,85	86 952,95	87 683,42	88 380,09	89 037,99	86 459,42	87 022,69	87 528,89	83 537,03	83 906,11
Factor de Actualização (18%)	1,00	0,92	0,85	0,72	0,61	0,52	0,44	0,37	0,31	0,27	0,23	0,19
VA (Valor Actualizado)	-134 781,33	-53 875,24	20 443,09	62 448,26	53 366,83	45 585,47	38 919,33	32 027,30	27 318,60	23 286,03	18 833,93	16 031,48
VAL (Valor Actual Líquido)	149 603,74											

O valor actual líquido obtido no final dos 10 anos é positivo e possui um valor de 149 603,74€. Este valor é positivo e apresenta um valor aceitável o que indica que o projecto é viável.

Tendo em conta os valores calculados anteriormente, é possível determinar as restantes medidas de rentabilidade do projecto.

Assim, verificou-se que o tempo necessário para que todo o capital investido seja recuperado é de aproximadamente 6 anos, que se pode considerar aceitável uma vez que este é inferior ao período de vida útil considerado, o que indica que os restantes anos são de lucro.

O valor obtido para a taxa interna de rentabilidade (T.I.R) foi de 36%.

O índice de rentabilidade do projecto (I.R.) foi de 1,59 sendo também um bom indicativo para o sucesso de implementação do projecto em estudo.

8. Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

O objectivo inicial deste projecto consistiu no estudo da possibilidade de recuperação do calor do efluente proveniente do tratamento primário da fábrica do grupo Portucel Soporcel (fábrica produtora de papel), para o aquecimento da corrente de lamas do digestor anaeróbio da SimRia S.A. – ETAR Norte, (ambas localizadas em Cacia, distrito de Aveiro).

A finalização deste trabalho permite tirar conclusões importantes que deverão ser consideradas para futuros estudos relacionados com este tema.

Relativamente ao principal objectivo proposto, verificou-se que este representa uma alternativa bastante económica em comparação com a situação actual, na medida em que todo o biogás que se produz mensalmente no digestor pode ser convertido em energia eléctrica constituindo uma receita extra para a SimRia S.A.

A análise financeira realizada ao projecto demonstrou que o projecto é rentável, uma vez que, a diferença entre todos proveitos e todos os custos ao fim dos 10 anos de vida útil estimados é de aproximadamente 150 000,0 €.

O período de retorno do investimento é alcançado no final dos primeiros 6 anos e a taxa interna de rentabilidade obtida foi de 36 %.

Através dos resultados obtidos na conclusão deste estudo, parece interessante aprofundá-lo em determinados aspectos, nomeadamente aqueles que este projecto não conseguiu averiguar.

Num futuro trabalho sugere-se o estudo do dimensionamento um sistema de geração de energia que permita obter um REE o mais alto possível, para que o biogás que se produz no digestor anaeróbio possa ser convertido em energia eléctrica para posterior aproveitamento e comercialização.

Em relação ao segundo objectivo deste estudo, conclui-se que a existência de um terceiro digestor anaeróbio para digestão das lamas provenientes da Portucel, se revela bastante vantajoso, uma vez que permite aumentar o caudal de biogás produzido.

Para o caudal de lamas de 280 kg/h alimentado ao digestor, obteve-se um caudal de biogás de 44 m³/dia que, de acordo com um REE de 55 %, corresponde a uma potência de 150 kW.

O seu interesse económico será elevado uma vez que caso se pretenda fazer a comercialização deste gás, poderão gerar-se cerca de 130 000,0 € anuais, constituindo uma receita adicional às entidades envolvidas no projecto.

Num futuro trabalho sugere-se o estudo dos custos de implementação deste sistema, nomeadamente o investimento necessário para o transporte de lamas, e, caso necessário, um novo digestor e gerador de energia.

Bibliografia

- [1] METCALF & EDDY, “*Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*” 3rd Edition, McGraw-Hill International editions 1991;
- [2] SOUSA, RICARDO JOSÉ VIEIRA, “*Estratégias de Gestão de Lamas das estações de Tratamento de Águas Residuais (ETAR’s). Extrusão de Lamas para Aplicação na Agricultura*”, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Dezembro de 2005;
- [3] FIGUEIREDO, SÓNIA; COSTA, ROSÁRIA, Documentação de Apoio à Caracterização de Águas e Águas Residuais, Laboratório de Tecnologia Ambiental I, Mestrado em Engenharia Química, ISEP 2009/2010;
- [4] SARAIVA, ISABEL, “*Gestão e Tratamento de Lamas*”, Cadernos do Ambiente, AIP, 2009;
- [5] SOARES, EDUARDO V., Documentação de Apoio às Aulas Teóricas, Biologia e Processos Biológicos, Mestrado em Engenharia Química, ISEP 2007/2008;
- [6] COULSON, J. M. and RICHARDSON, J.F, “*Tecnologia Química*”, Volume VI, 1983, Fundação Calouste Gulbenkian;
- [7] RIBEIRO, ALBINA, Formulários de apoio à disciplina Projectos de Sistemas Térmicos do Mestrado em Engenharia Química, ISEP 2010/2011;
- [8] <http://www.kvastainless.com/heat-exchangers.html> (consultado em 20 de Junho de 2011);
- [9] NETO, PAULA, Documentação de Apoio à Disciplina de Transferência de Calor, Licenciatura em Engenharia Química, ISEP 2007/2008;
- [10] <http://www.cheresources.com.html> (consultado em 23 de Junho de 2011);
- [11] PERRY, R.H; GREEN, D. W., “*Perry’s Chemical Engineers Handbook*”, 7th Edition, McGraw Hill editions, 1999;
- [12] THAKORE, S.B; BHATT, B.A., “*Introduction to Process Engineering and Design*”, McGraw Hill editions, 2007;

- [13] MORETTA, ANGELO A., “*Spiral Plate Heat Exchangers: Sizing Units for Cooling Non-Newtonian Slurries*”, Chemical Engineering Magazine, 2010;
- [14] MAKARUK, A. ; MILTNER, M.; HARASEK, M., “*Membrane Biogas Upgrading Processes for the Production of Natural Gas Substitute*”, Vienna University of Technology, Institute of Chemical Engineering, 2010 (versão PDF descarregada de sciencedirect.com em 10 de Outubro de 2011);
- [15] ALVES et all, “*Geração de Energia a Partir do Biogás Gerado por Resíduos Urbanos e Rurais*”, Nota Técnica VII, Centro Nacional de Referencia em Biomassa, Brasil 2001;
- [16] <http://www.apambiente.pt/Paginas> (consultado em 10 de Outubro de 2011);
- [17] GRUPO PORTUCEL SOPORCEL “O ano em revista 2010”, <http://files.portucelsoporcel.net> (consultado em 20 de Junho de 2011);
- [18] MONOGRAFIA DA FÁBRICA PORTUCEL SOPORCEL – Fábrica de Cacia, 2009;
- [19] SIMRIA S.A. “Perguntas Frequentes”, <http://www.simria.pt/faq> (consultado em 21 de Junho de 2011);
- [20] MEMÓRIA DESCRITIVA SIMRIA S.A. – ETAR Norte, 2007;
- [22] CAMUS, CRISTINA; EUSÉBIO, EDUARDO., “*Gestão de Energia – Cogeração*”, Secção de Economia e Gestão, Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, 2006;
- [23] CRISPIM, A.; FERREIRA, J.M.; NEVES, A.S., Documentação de apoio à disciplina de Projecto e Análise Económica de Projectos, Mestrado em Engenharia Química, ISEP 2010/2011;
- [24] TEIXEIRA, FRANCISCO, Documentação de apoio à disciplina de Tratamento de Efluentes, Mestrado em Engenharia Química, ISEP 2005/2006.

ANEXOS

Anexo I – Propriedades Físicas dos fluidos

Neste anexo apresentam-se as propriedades físicas dos fluidos envolvidos no processo de transferência de calor.

I.1. Propriedades Físicas das Lamas

As propriedades relativas às lamas, usadas no dimensionamento do permutador de calor foram seleccionadas com base em artigos relativos ao estudo de lamas referidos em nota de rodapé.

- Temperatura de entrada das Lamas (T_{eL}) = 32 °C;
- Temperatura de saída das Lamas (T_{sL}) = 37 °C;
- $k_{Lamas} = 0,356$ ^[2] W/m.°C;
- $\mu_{Lamas} = 9,70 \times 10^{-4}$ ^[3] Pa.s;
- $\rho_{Lamas} = 1020$ ^[1] kg/m³;
- $Pr_{Lamas} = 11,44$;
- $h_{Sujamento\ Lamas} = 2000$ W/m².°C;

I.2. Propriedades Físicas do Efluente

Antes de ser admitido ao permutador, o efluente passa pelo tratamento primário na fábrica da Portucel, ficando isento de sólidos mais grosseiros. Como tal, as propriedades do efluente foram aproximadas às da água pura.

- $C_p = 4180$ J/kg.K;
- Temperatura de saída do Efluente (T_{eE}) = 40 °C;
- Temperatura de entrada do Efluente (T_{sE}) = 45 °C;
- $k_{Efluente} = 0,629$ W/m.°C;
- $\mu_{Efluente} = 6,10 \times 10^{-4}$ Pa.s;
- $\rho_{Efluente} = 989,9$ kg/m³;
- $Pr_{Efluente} = 4,05$;

¹ Metcalf & Eddy, 3ª Edição (1972);

² P.Aarne Vesilind, C.James Martel, "Thermal Conductivity of Sludge", Science Direct Journal, 1989;

³ F. Dilek Sanin, "Effect of Solution Physical Chemistry on the Rheological Properties of Sludge" 2002;

Anexo II – Dimensionamento dos Permutadores

No Anexo II descrevem-se todos os passos necessários ao dimensionamento dos dois permutadores de calor.

II.1. Cálculo da potência de permuta de calor (Q)

O valor da potência de permuta de calor dos permutadores pode ser calculado através do calor transferido pelo fluido quente e pelo fluido frio.

Para as lamas sabe-se:

$$q_L = m_L \cdot Cp_L \cdot \Delta T \quad (\text{II.1})$$

$$\Leftrightarrow q_L = 15,6 \cdot 4200 \cdot (37 - 32)$$

$$\Leftrightarrow q_L = 327 \text{ kW}$$

E para o efluente:

$$q_E = m_E \cdot Cp_E \cdot \Delta T \quad (\text{II.2})$$

$$\Leftrightarrow q_E = 15,7 \cdot 4180 \cdot (45 - 40)$$

$$\Leftrightarrow q_E = 327 \text{ kW}$$

Relacionando as expressões II.1 e II.2 é possível determinar o valor da potência de permuta de calor dos permutadores:

$$q_L = q_E = Q$$

$$\Leftrightarrow Q = 327 \text{ kW}$$

II.2. Cálculo da taxa de transferência de calor (U.A)

Para calcular a taxa de transferência de calor sabe-se:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad (\text{II.3})$$

Onde:

ΔT_{lm} → Média logarítmica das diferenças de temperatura (°C);

E pode ser calculada a partir da expressão II.4:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{eE} - T_{sL}) - (T_{sE} - T_{eL})}{\ln \frac{(T_{eE} - T_{sL})}{(T_{sE} - T_{eL})}} \quad \text{(II.4)}$$

$$\Leftrightarrow \Delta T_{lm} = \frac{(45 - 37) - (40 - 32)}{\ln \frac{(45 - 37)}{(40 - 32)}}$$

O valor de ΔT_{lm} resulta numa indeterminação do tipo $\frac{0}{0}$. Nestes casos, aproxima-se este valor, ao valor da diferença de temperaturas que existe entre as correntes (ΔT).

Ou seja:

$$\Leftrightarrow \Delta T = 45 - 37 = 8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Substituindo este valor na equação II.1 obtém-se:

$$U.A = \frac{3,27 \times 10^5}{8}$$

$$\Leftrightarrow U.A = 4,09 \times 10^4 \text{ W/}^\circ\text{C}$$

II.3. Cálculo do coeficiente global de transferência de calor (U)

Para a obtenção do valor do coeficiente global de transferência de calor, é necessário determinar previamente outros parâmetros como o coeficiente de convecção para ambos os fluidos e o valor da resistência à condução provocada pelas placas dos permutadores.

Todos os cálculos de dimensionamento dos permutadores (pontos II.3.1 e II.3.2) foram efectuados seguindo o exercido modelo proposto por Thakore & Bhatt (2007).

II.3.1 Cálculo do coeficiente de convecção para as lamelas (h_L)

Em primeiro lugar efectuou-se o cálculo do número de Reynolds usando para tal o valor da largura da placa e o caudal mássico da corrente de lamelas:

(II.5)

$$Re = \frac{2 \cdot m_L}{H \cdot \mu}$$

Onde:

H → Largura da espiral (m);

m_L → Caudal mássico das Lamas (kg/s);

$$\Leftrightarrow Re = \frac{2 \cdot 15,6}{1,524 \cdot 9,70 \times 10^{-4}}$$

$$\Leftrightarrow Re = 2,11 \times 10^4$$

Em segundo lugar, foi necessário calcular o número de Reynolds crítico, para determinar o regime de escoamento. Isto é, o valor para o qual acima desse, o regime de escoamento é turbulento, e abaixo o regime é laminar:

$$Re_c = 20\,000 \left(\frac{D_e}{D} \right)^{0,32} \quad (\text{II.6})$$

Onde:

D_e → Diâmetro equivalente do espaço onde circulam as lamas (m);

D → Diâmetro externo da espiral (m);

Como já foi referido anteriormente, a configuração mais compacta obtém-se quando o valor da largura da placa (H) e do diâmetro externo (D) são semelhantes.

Para continuar o dimensionamento dos permutadores, considerou-se que $H \approx D$. No fim é necessário confirmar o verdadeiro valor e verificar se as aproximações feitas são válidas.

➤ **Considerar $H \approx D \approx 1,524$ m.**

O diâmetro equivalente (D_e) pode ser calculado a partir da expressão II.7:

$$D_e = \frac{2 \cdot S_L \cdot H}{(S_L + H)} \quad (\text{II.7})$$

Onde:

$S_L \rightarrow$ Espaço onde circulam as lamas (m):

$$\Leftrightarrow D_e = \frac{2 \cdot 0,019 \cdot 1,524}{0,019 + 1,524}$$

$$\Leftrightarrow D_e = 0,0375 \text{ m}$$

O valor determinado para o número de Reynolds crítico é:

$$Re_c = 20\,000 \left(\frac{0,0375}{1,524} \right)^{0,32}$$

$$\Leftrightarrow Re_c = 6111,7$$

Uma vez que $Re > Re_c$ conclui-se que o regime de escoamento das lamas verificado no interior dos permutadores é turbulento.

Como tal, e com base no exercício proposto por Thakore & Bhatt (2007), o valor utilizado para o coeficiente de convecção para as lamas, é calculado a partir da expressão II.8:

$$\frac{h_L}{C_p \cdot G} = \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{D_e}{D} \right) \right) \cdot 0,023 \cdot Re^{-0,2} \cdot Pr^{-\left(\frac{2}{3}\right)} \quad \text{(II.8)}$$

Onde:

$G \rightarrow$ Fluxo mássico ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$);

O fluxo mássico pode ser calculado a partir da expressão II.9, usando para tal as dimensões do permutador e o caudal de lamas utilizado no processo de permuta térmica:

$$G = \frac{m_L}{S_L \cdot H} \quad \text{(II.9)}$$

$$\Leftrightarrow G = \frac{15,6}{0,019 \cdot 1,524}$$

$$\Leftrightarrow G = 538,7 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

Com estes valores, é então possível calcular o coeficiente de convecção para as lamas (h_L), em cada permutador:

$$\frac{h_L}{4200 \cdot 538,7} = \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{0,0375}{1,524} \right) \right) \cdot 0,023 \cdot 2,11 \times 10^4^{-0,2} \cdot 11,44^{-\left(\frac{2}{3}\right)}$$

$$\Leftrightarrow h_L = 1519,6 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

II.3.2 Cálculo do coeficiente de convecção para o efluente (h_E)

Uma vez que o espaço físico onde circula o efluente é semelhante ao das lamas, o algoritmo a seguir para determinação do coeficiente de convecção para o efluente é idêntico ao das lamas.

Assim, para o número de Reynolds do efluente, obtém-se o valor:

$$\text{Re} = \frac{2 \cdot 15,7}{1,524 \cdot 6,10 \times 10^{-4}}$$

$$\Leftrightarrow \text{Re} = 3,22 \times 10^4$$

O valor para o diâmetro equivalente foi:

$$D_e = 0,050 \text{ m}$$

E o valor determinado para o número de Reynolds crítico foi:

$$\text{Re}_c = 20\,000 \left(\frac{0,050}{1,524} \right)^{0,32}$$

$$\Leftrightarrow \text{Re}_c = 6701,1$$

Uma vez que $\text{Re} > \text{Re}_c$ conclui-se que o regime de escoamento do efluente verificado no interior dos permutadores é turbulento.

Antes de determinar o valor do coeficiente global de transferência de calor para o efluente, é necessário calcular o fluxo mássico para o efluente, cujo valor obtido através da expressão II.9 foi:

$$G = \frac{15,7}{0,0254 \cdot 1,524}$$

$$\Leftrightarrow G = 405,6 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Assim, para determinar o coeficiente global de transferência de calor para o efluente (h_E) no interior de cada permutador, é possível recorrer também à expressão II.8:

$$\frac{h_E}{4180 \cdot 405,6} = \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{0,050}{1,524} \right) \right) \cdot 0,023 \cdot 3,22 \times 10^4^{-0,2} \cdot 4,05^{-\left(\frac{2}{3}\right)}$$

$$\Leftrightarrow h_E = 2146,2 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}.$$

II.3.3 Resistência à condução na parede do permutador

A resistência à condução na parede do permutador é dada pela equação II.10:

$$R_{\text{condução}} = \frac{\Delta_x}{k_w} \quad \text{(II.10)}$$

Onde:

Δ_x → Espessura da parede da espiral (m);

k_w → Condutividade do aço inoxidável 316 [4] W/ (m.°C);

$$R_{\text{condução}} = \frac{0,003175}{14,538}$$

$$\Leftrightarrow R_{\text{condução}} = 2,2 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{°C} / \text{W}$$

O coeficiente global de transferência de calor pode finalmente ser calculado por:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_L} + R_{\text{condução}} + \frac{1}{h_E} + R_{\text{sujamento}} \quad \text{(II.11)}$$

Onde:

$R_{\text{sujamento}}$ → Factor de “sujamento” provocado pelas lamas [5] (W/m².°C);

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1519,6} + 2,2 \times 10^{-4} + \frac{1}{2146,2} + \frac{1}{2000}$$

$$\Leftrightarrow U = 542,3 \text{ W/ m}^2 \cdot \text{°C}.$$

⁴ Angelo A. Moretta, “Spiral Plate Exchangers: Sizing Units for cooling Now-Newtonian Slurries”, Chemical Engineering, May 2010;

⁵ Geankoplis, 3rd Edition.

II.4. Cálculo da área dos permutadores de calor (A)

Através dos cálculos efectuados no ponto II.2 sabe-se:

$$U.A = 4,09 \times 10^4 \text{ W/}^\circ\text{C}$$

O valor determinado para a área do permutador foi:

$$\Leftrightarrow A = 75,4 \text{ m}^2$$

O comprimento da espiral é calculado a partir da area do permutador, através da equação II.12:

$$L = \frac{A}{2 \cdot H} \quad (\text{II.12})$$

Onde:

L → Comprimento da espiral (m);

$$\Leftrightarrow L = \frac{75,4}{2 \cdot 1,524}$$

$$\Leftrightarrow L = 25 \text{ m}$$

II.5. Cálculo do diâmetro externo da espiral (D)

Os permutadores do tipo placa em espiral, devem ser dimensionados de maneira a conseguir atingir a forma mais compacta. Para tal, as medidas de largura e diâmetro externo da placa devem possuir valores o mais próximo possível.

Para verificar se a aproximação feita anteriormente é correcta, selecciona-se em primeiro lugar o diâmetro do núcleo central, c. Com base no exercício proposto por Thakore & Bhatt (2007), o valor mais vulgarmente utilizado é de $c = 203,2 \text{ mm}$.

Atendendo à expressão II.13, calcula-se o valor verdadeiro do diâmetro externo do permutador, e verifica-se se está próximo do valor que se arbitrou que foi de 1,524 m.

$$D = [1,28 \cdot L \cdot (S_L + S_E + 2\Delta x) + c^2]^{1/2} \quad (\text{II.13})$$

Sabe-se que:

$$L = 25 \text{ m}$$

$$S_L = 0,01905 \text{ m};$$

$$S_E = 0,0254 \text{ m};$$

$$\Delta x = 0,003175 \text{ m};$$

$$c = 0,2032 \text{ m};$$

$$\Leftrightarrow D = [1,28 \cdot 25 \cdot (0,01905 + 0,0254 + 2 \cdot 0,003175) + 0,2032^2]^{1/2}$$

$$\Leftrightarrow D = 1,296 \text{ m}$$

Verifica-se que o valor determinado para D se aproxima do valor inicialmente arbitrado, no entanto é preciso redimensionar os permutadores para calcular a verdadeira área e verificar a diferença obtida.

II.6. Redimensionamento dos permutadores

De seguida é necessário confirmar os restantes parâmetros e calcular o novo valor para a área dos permutadores.

1º. Confirmar regime de escoamento para as lamas

$$Re_c = 20\,000 \left(\frac{0,0375}{1,296} \right)^{0,32}$$

$$\Leftrightarrow Re_c = 6437,1 < Re \rightarrow \text{Regime Turbulento} \quad \checkmark$$

2º. Recalcular valor coeficiente de convecção para as lamas (h_L)

$$\frac{h_L}{4200 \cdot 538,7} = \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{0,0375}{1,296} \right) \right) \cdot 0,023 \cdot 2,11 \times 10^4^{-0,2} \cdot 11,44^{-\left(\frac{2}{3}\right)}$$

$$\Leftrightarrow h_L = 1540,8 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}.$$

3º. Confirmar regime de escoamento para o efluente

$$Re_c = 20\,000 \left(\frac{0,050}{1,296} \right)^{0,32}$$

$$\Leftrightarrow Re_c = 7057,8 < Re \rightarrow \text{Regime Turbulento} \quad \checkmark$$

4º. Recalcular valor coeficiente de convecção para o efluente (h_E)

$$\frac{h_E}{4180 \cdot 405,6} = \left(1 + 3,5 \cdot \left(\frac{0,050}{1,296} \right) \right) \cdot 0,023 \cdot 3,22 \times 10^4^{-0,2} \cdot 4,05^{-\left(\frac{2}{3}\right)}$$

$$\Leftrightarrow h_E = 2185,1 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}.$$

5º. Recalcular o valor do coeficiente global de transferência de calor

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{1540,8} + 2,2 \times 10^{-4} + \frac{1}{2185,1} + \frac{1}{2000}$$

$$\Leftrightarrow U = 547,4 \text{ W/ m}^2 \cdot \text{°C}.$$

6º. Recalcular a área final dos permutadores

Através dos cálculos efectuados no ponto II.2 sabe-se:

$$U \cdot A = 4,09 \times 10^4 \text{ W/°C}$$

O novo valor determinado para a área dos permutadores foi:

$$\Leftrightarrow A = 74,7 \text{ m}^2$$

O novo valor da área dos permutadores determinado foi $74,7 \text{ m}^2$. Ao valor determinado, acrescentou-se um factor de segurança de 20 %. Assim, a área para os permutadores pretendidos será de 90 m^2 , e o comprimento da espiral calculado a partir deste valor final será:

$$L = \frac{90}{2 \cdot 1,524}$$

$$\Leftrightarrow L = 30 \text{ m}$$

Anexo III – Quedas de pressão dos permutadores

As quedas de pressão para os permutadores de placa em espiral podem ser calculadas a partir da expressão III.1 que se baseia no exercício modelo proposto por Thakore & Bhatt (2007).

$$\Delta P = 0,0789 \cdot \frac{L}{\rho} \cdot \left(\frac{m}{S \cdot H}\right)^2 \cdot \left[\frac{1,3 \cdot \mu^{\frac{1}{3}}}{(S + 0,0032)} \cdot \left(\frac{H}{m}\right)^{\frac{1}{3}} + 1,5 + \frac{16}{L}\right] \quad \text{III.1}$$

Onde:

ΔP → Perdas de carga do permutador (Pa);

m → Caudal mássico dos fluidos dentro do permutador (kg/s);

III.1. Quedas de pressão no espaço das lamas

O valor determinado para as quedas de pressão para ambos os permutadores, no espaço onde circulam as lamas foi:

$$\Delta P = 0,0789 \cdot \frac{35}{1020} \cdot \left(\frac{15,6}{0,019 \cdot 1,542}\right)^2 \cdot \left[\frac{1,3 \cdot (9,70 \times 10^{-4})^{\frac{1}{3}}}{(0,019 + 0,0032)} \cdot \left(\frac{1,524}{15,6}\right)^{\frac{1}{3}} + 1,5 + \frac{16}{35}\right]$$

$$\Leftrightarrow \Delta P = 3,64 \times 10^3 \text{ Pa}$$

III.2. Quedas de pressão no espaço do efluente

Para o lado do efluente seguiu-se o mesmo processo. O valor obtido para as quedas de pressão nos permutadores foi:

$$\Delta P = 0,0789 \cdot \frac{35}{1020} \cdot \left(\frac{15,7}{0,0256 \cdot 1,542}\right)^2 \cdot \left[\frac{1,3 \cdot (6,40 \times 10^{-4})^{\frac{1}{3}}}{(0,0256 + 0,0032)} \cdot \left(\frac{1,524}{15,7}\right)^{\frac{1}{3}} + 1,5 + \frac{16}{35}\right]$$

$$\Leftrightarrow \Delta P = 1,72 \times 10^3 \text{ Pa}$$

Anexo IV – Dimensionamento das bombas

No dimensionamento das bombas é necessário fazer um balanço de energia entre dois pontos onde a pressão seja conhecida e cujo trajecto inclua a bomba. A figura 11 demonstra os trajectos escolhidos para o dimensionamento da bomba das lamias (1 → 5) e para o dimensionamento da bomba do efluente (6 → 10).

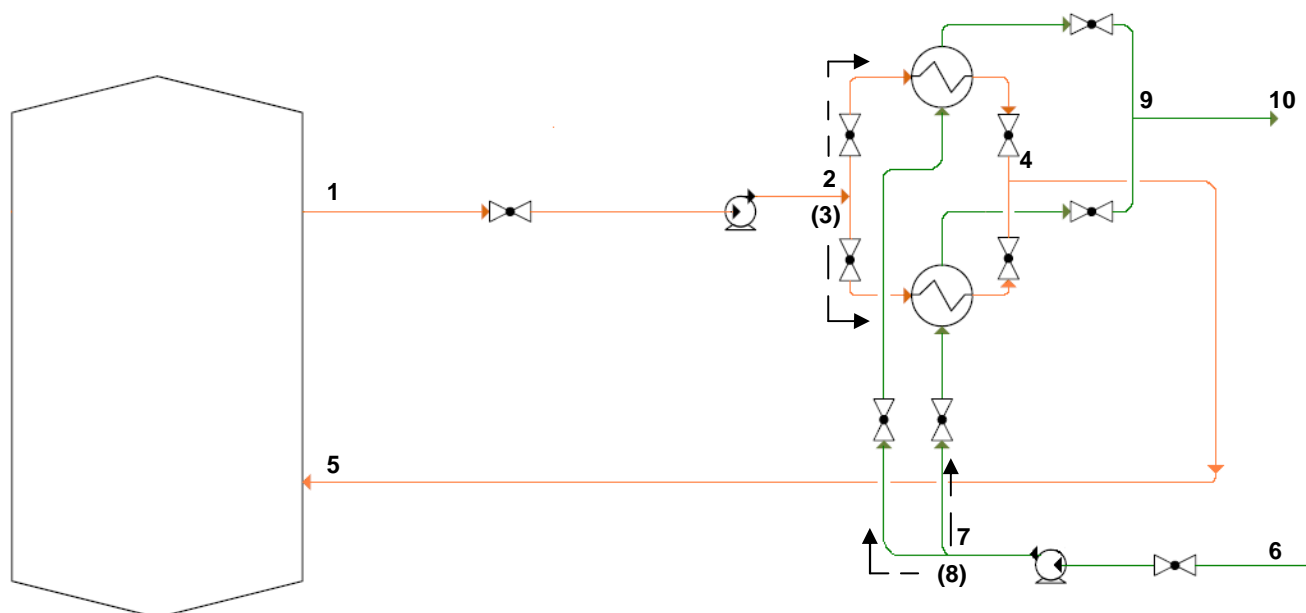


Figura 11 - Esquema representativo dos trajectos seleccionados no dimensionamento das bombas.

Para dimensionar as bombas necessárias ao processo foi necessário recorrer ao formulário da disciplina “Sistemas de Transportes de Fluidos”, leccionada no Instituto Superior de Engenharia do Porto em que se adoptam os seguintes passos:

IV.1. Dimensionamento da bomba das lamias (Trajecto de 1 a 5)

No dimensionamento da bomba das lamias, foi necessário incluir as perdas de carga verificadas na tubagem e as perdas de carga que ocorrem no permutador.

Para facilitar os cálculos de dimensionamento, subdividiu-se o trajecto de 1 a 5 em cinco pontos diferentes e calculou-se as perdas que ocorrem em cada um dos subtrajectos.

Posteriormente, somaram-se todas as perdas calculadas em cada trajecto, e com esse valor total determinou-se a potência da bomba necessária, para bombear as lamias deste o ponto 1 ao ponto 5 (saída e entrada do digestor anaeróbio da SimRia S.A.).

A seguir apresentam-se os cálculos efectuados para cada um dos subprojectos assinalados na figura acima.

IV.1.1 Dimensionamento Trajecto 1 → 2

- Cálculo das perdas na tubagem

Através da equação IV.1, é possível calcular as perdas verificadas na tubagem:

$$\Sigma F1 \rightarrow 2 = 2 \cdot f_1 \cdot \left(\frac{L}{D_t} + n^{\circ} \text{válvulas} \cdot \frac{L_{eq\text{válvula}}}{D_t} + n^{\circ} \text{cotovelos} \cdot \frac{L_{eq\text{cotovelos}}}{D_t} \right) \cdot v^2 + (K_c + K_e) \cdot \frac{v^2}{2} \quad \text{IV.1}$$

Onde:

L → Comprimento da tubagem no trajecto seleccionado (m);

D_t → Diâmetro do tubo no trajecto seleccionado (m);

v → Velocidade a que o fluido circula na tubagem (m/s);

No cálculo do valor das perdas é necessário saber o valor de f_1 . Para tal é necessário, em primeiro lugar calcular o número de Reynolds. No cálculo de número de Reynolds, é necessário saber a que velocidade as lammas circulam na tubagem, e as características da mesma. Assim, considera-se um valor para a velocidade de circulação das lammas entre 1 e 2 m/s^[6], e a partir daí determina-se a área da tubagem e o respectivo diâmetro.¹¹

Considerar que a velocidade de escoamento das lammas no interior dos tubos no trajecto 1 → 2 é de 1,5 m/s.

A área da tubagem pode ser calculada a partir do valor do caudal a que as lammas circulam na tubagem e da velocidade de escoamento das mesmas, através da expressão IV.2:

$$v = \frac{v_{LAMAS}}{A} \quad \text{IV.2}$$

Onde:

v → Velocidade de circulação das lammas na tubagem no trajecto de 1 → 2;

v_{LAMAS} → Caudal volumétrico das lammas que circulam na tubagem (m³/s);

A → Área do tubo (m);

⁶ Coulson, J. M. e Richardson, J.F. (1983) Volume VI

$$1,5 = \frac{0,0306}{A}$$

$$\Leftrightarrow A = 0,020 \text{ m}^2$$

O valor do diâmetro da tubagem determinado foi:

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,020}{\pi}}$$

$$\Leftrightarrow D = 0,160 \text{ m}$$

Dados sobre tubo em aço inoxidável AISI 304 que pode ser encontrado no mercado^[12]:

- Diâmetro Nominal Interno: $\varnothing = 6'' = 0,152 \text{ m}$;

Então a velocidade de escoamento das lammas neste trajecto, com base no diâmetro disponível no mercado foi:

$$v = \frac{0,0306}{\frac{\pi \cdot 0,152^2}{4}}$$

$$\Leftrightarrow v = 1,68 \text{ m/s}$$

Com estes valores determina-se o número de Reynolds cujo valor obtido foi:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D_t}{\mu}$$

$$\Leftrightarrow Re = \frac{1020 \cdot 1,68 \cdot 0,152}{9,70 \times 10^{-4}}$$

$$\Leftrightarrow Re = 2,77 \times 10^5$$

Em seguida, depois de seleccionado o material do tubo, através do Diagrama de Moody^[13], representado na figura 12, é possível determinar o valor de f_1 , que para Aço comercial é de 0,004.

¹² Esma.nl/ESMA_International.htm;

¹³ Formulário Disciplina "Sistemas de Transportes de Fluidos", Instituto Superior de Engenharia do Porto 2010.

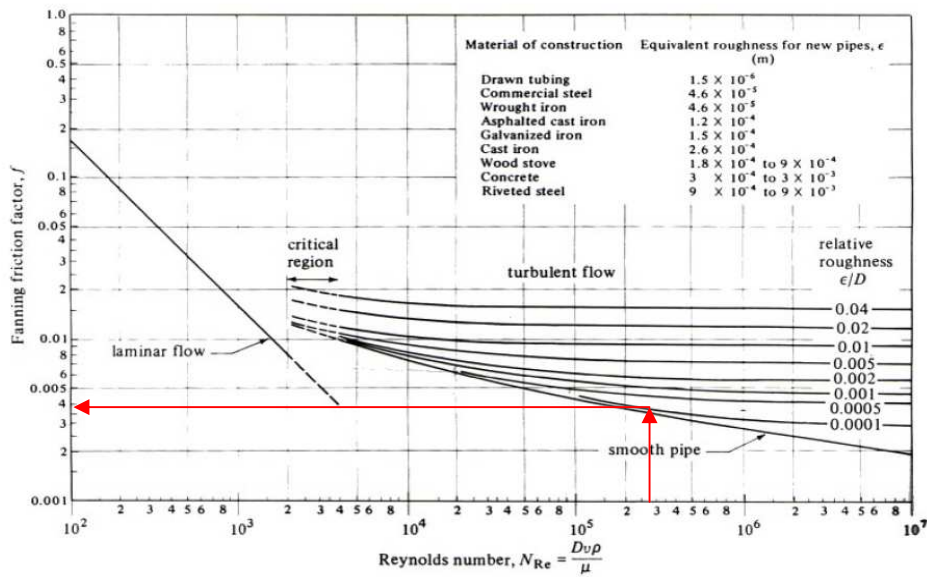


Figura 12 - Diagrama de Moody

Utilizando a expressão IV.1, determinaram-se as perdas verificadas na tubagem no trajecto de 1 a 2:

$$\sum F_{1 \rightarrow 2} = 2.0,004 \cdot \left(\frac{32}{0,152} + 1.9 \right) \cdot 1,68^2 + (0,5 + 1) \cdot \frac{1,68^2}{2}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{1 \rightarrow 2} = 6,37 \text{ J/kg.}$$

IV.1.2 Dimensionamento trajecto 2 \rightarrow 4

- Cálculo das perdas na tubagem

Uma vez que a partir do ponto 2, a corrente é distribuída por duas linhas diferentes, o caudal de lamas que circula neste trajecto é metade daquele que circulava anteriormente.

Assim, para manter a velocidade de escoamento das lamas igual a 1,5 m/s foi necessário redimensionar a área desta tubagem e calcular o novo valor de f_1 .

O novo diâmetro da tubagem, para uma velocidade de 1,5 m/s e para um caudal volumétrico de $0,0153 \text{ m}^3/\text{s}$ foi:

$$1,5 = \frac{0,0153}{\frac{\pi \cdot D_t^2}{4}}$$

$$\Leftrightarrow D_t = 0,113 \text{ m}$$

Dados sobre tubo em aço inoxidável AISI 304 que pode ser encontrado no mercado^[7]:

- Diâmetro Nominal Interno: $\varnothing = 4'' = 0,102 \text{ m}$;

Então a velocidade de escoamento das lammas neste trajecto, com base no diâmetro disponível no mercado foi:

$$v = \frac{0,0153}{\frac{\pi \cdot 0,102^2}{4}}$$

$$\Leftrightarrow v = 1,87 \text{ m/s}$$

O novo número de Reynolds determinado foi:

$$Re = 2,01 \times 10^5$$

E a partir destes dois valores, atendendo ao tipo de material do tubo, o valor de f_1 encontrado no diagrama de Moody foi $f_1 = 0,0045$.

Para calcular as perdas de carga na tubagem do trajecto 2 a 4, recorreu-se uma vez mais à expressão IV.1.

$$\sum F_{2 \rightarrow 4} = 2,0,0045 \cdot \left(\frac{10}{0,102} + 2 \cdot 9 + 2 \cdot 17 \right) \cdot 1,87^2$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{2 \rightarrow 4} = 4,72 \text{ J/kg}$$

IV.1.3 Dimensionamento trajecto 3 → 4

O percurso que a corrente de lammas percorre desde o ponto 3 ao ponto 4 é semelhante ao assinalado anteriormente (trajecto 2 → 4). Como tal, as perdas de carga verificadas têm o mesmo valor. Isto é $\sum F_{3 \rightarrow 4} = \sum F_{2 \rightarrow 4} = 4,72 \text{ J/kg}$.

IV.1.4 Dimensionamento trajecto 4 → 5

- Cálculo das perdas na tubagem

No percurso assinalado de 4 a 5, as duas linhas de corrente de lammas unem-se e regressam ao digester como uma só. Assim, para a velocidade de escoamento das lammas de 1,68 m/s, os valores de diâmetro da tubagem, de número de Reynolds e de f_1 são semelhantes aos do trajecto 1 → 2. Isto é:

$$D_t = 0,153 \text{ m};$$

$$Re = 2,77 \times 10^5;$$

$$f_1 = 0,004.$$

Utilizando a expressão IV.1, determinaram-se as perdas verificadas na tubagem no trajecto de 4 a 5:

$$\sum F_{4 \rightarrow 5} = 2,0,004 \cdot \left(\frac{32}{0,153} + 2,9 \right) \cdot 1,68^2 + (0,5 + 1) \cdot \frac{1,68^2}{2}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{4 \rightarrow 5} = 7,24 \text{ J/kg}$$

O valor do somatório de todas as perdas de carga ao longo da tubagem do trajecto de 1 a 5 foi:

$$\sum F_{1 \rightarrow 5} = \sum F_{1 \rightarrow 2} + \sum F_{2 \rightarrow 4} + \sum F_{3 \rightarrow 4} + \sum F_{4 \rightarrow 5}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{1 \rightarrow 5} = 6,37 + 4,72 + 4,72 + 7,24$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{1 \rightarrow 5} = 23,05 \text{ J/kg}.$$

- Potência da bomba requerida ($W_{\text{Bomba}1 \rightarrow 5}$):

No trajecto seleccionado, existe uma bomba que vai bombear as lammas durante todo o trajecto. Como tal, é necessário calcular a potência requerida para a mesma. A expressão IV.3 permite calcular este valor através de um balanço entre o ponto inicial e final do trajecto:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2 \cdot a} + g \cdot Z_1 + W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = \frac{P_5}{\rho} + \frac{v_5^2}{2 \cdot a} + g \cdot Z_5 + \sum F_{1 \rightarrow 5} + 2 \cdot W_{\text{Permutador}} \quad \text{IV.3}$$

Onde:

$P_1 \rightarrow$ Pressão de funcionamento do trajecto seleccionado ($P_1 = P_2$);

$v_1 = v_5 = 1,68 \text{ m/s}$;

$W_{\text{Permutador}} \rightarrow$ Potência adicional da bomba requerida para compensar as perdas dos permutadores;

A expressão IV.4 permite determinar, qual a potencia adicional da bomba necessária para colmatar as perdas verificadas nos permutadores.

$$W_{\text{Permutador}} \left(\frac{\text{J}}{\text{kg}} \right) = \frac{\Delta P}{\rho} \quad \text{IV.4}$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Permutador}} = \frac{3,64 \times 10^3}{1020}$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Permutador}} = 3,57 \text{ J/kg.}$$

Substituindo os valores conhecidos na expressão IV.3, obtém-se o resultado:

$$W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = g \cdot \Delta Z + \sum F_{1 \rightarrow 5} + 2 \cdot W_{\text{Permutador}}$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = 9,8 \cdot 10 + 23,05 + 2 \cdot 3,57$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = 128,19 \text{ J/kg}$$

E através da expressão IV.5, obtém-se o mesmo valor em kW:

$$W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} (\text{kW}) = W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} (\text{J/kg}) \cdot m_{\text{LAMAS}} \quad \text{IV.5}$$

Onde:

m_{LAMAS} → Caudal de Lamas que abandona o digestor e percorre o trajecto (kg/s);

$$m_{LAMAS} = \frac{110 \cdot 1020}{3600}$$

$$\Leftrightarrow m_{LAMAS} = 31,2 \text{ kg/s}$$

O valor da potência necessária para a bomba de circulação das lamas obtido foi:

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 1 \rightarrow 5} (W) = 128,19 \cdot 31,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 1 \rightarrow 5} (W) = 3999,5 \text{ W} = 4,0 \text{ kW}$$

Como foi anteriormente referido, admitindo uma eficiência de 80 % para a bomba, a potência real da bomba será de 5,0 kW.

Em termos de metros de coluna de água (m.c.a.), e admitindo um factor de segurança de 20 %, serão necessários:

$$W_{\text{Bomba } 1 \rightarrow 5} (\text{m. c. a.}) = \left(\frac{W_{1 \rightarrow 5} (\text{J/kg})}{9,8} \right) \cdot 1,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 1 \rightarrow 5} (\text{m. c. a.}) = \left(\frac{128,19}{9,8} \right) \cdot 1,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 1 \rightarrow 5} = 16 \text{ m. c. a.}$$

IV.2. Dimensionamento da bomba do efluente (Trajecto 6 → 10)

No dimensionamento da bomba do fluente proveniente da Portucel, foi necessário incluir as perdas de carga verificadas na tubagem e as perdas de carga que ocorrem no permutador, tal como foi deito no trajecto percorrido pelas lamas.

Como tal, subdividiu-se o trajecto de 6 a 10 em cinco pontos diferentes e calculou-se as perdas que ocorrem em cada um dos subtrajectos.

Posteriormente, somaram-se todas as perdas calculadas em cada trajecto, e com esse valor total determinou-se a potência da bomba necessária, para bombear o efluente deste o ponto 6 ao ponto 10.

A seguir apresentam-se os cálculos efectuados para cada um dos subtrajectos representados na figura 11.

IV.2.1 Dimensionamento Trajecto 6 → 7

- Cálculo das perdas na tubagem

O valor das perdas na tubagem originadas no trajecto 6 → 7, foram obtidas através da expressão IV.1.

Tal como no ponto IV.1.1, calculou-se inicialmente o número de Reynolds para poder determinar o valor de f_1 .

Uma vez que já se dispões dos dados referentes para o diâmetro da tubagem existente no mercado ($\varnothing = 6'' = 0,153$ m), assume-se a velocidade de escoamento do efluente do trajecto 6 → 7 é de 1,68 m/s.

Para este valor, o número de Reynolds determinado foi:

$$\Leftrightarrow Re = \frac{989,9 \cdot 1,68 \cdot 0,153}{6,40 \times 10^{-4}}$$

$$\Leftrightarrow Re = 3,97 \times 10^5$$

Para este valor de Reynolds, o valor de f_1 obtido foi de 0,0037.

O valor das perdas de carga originadas no ponto 6 → 7 foi:

$$\sum F_{6 \rightarrow 7} = 2,0,0037 \cdot \left(\frac{250}{0,153} + 1,9 \right) \cdot 1,68^2 + (0,5 + 1) \cdot \frac{1,68^2}{2}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{6 \rightarrow 7} = 36,43 \text{ J/kg}$$

IV.2.2 Dimensionamento Trajecto 7 → 9

A partir do ponto 7, a corrente do efluente é distribuída por duas linhas diferentes. Então, o valor do caudal de efluente que circula neste trajecto é metade daquele que circulava anteriormente e conseqüentemente a velocidade também será inferior.

Uma vez que já se dispões dos dados referentes para o diâmetro da tubagem existente no mercado ($\varnothing = 4'' = 0,102 \text{ m}$), assume-se a velocidade de escoamento do efluente do trajecto 7 \rightarrow 9 é de 1,87 m/s.

O novo número de Reynolds determinado foi:

$$Re = 2,95 \times 10^5$$

E a partir destes dois valores, atendendo ao tipo de material do tubo, o valor de f_1 encontrado no diagrama de Moody foi $f_1 = 0,0041$.

Para calcular as perdas de carga na tubagem do trajecto 7 a 9, recorreu-se uma vez mais à expressão IV.1.

$$\sum F_{7 \rightarrow 9} = 2,0,0041 \cdot \left(\frac{10}{0,102} + 2 \cdot 9 + 2 \cdot 17 \right) \cdot 1,87^2$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{2 \rightarrow 4} = 4,30 \text{ J/kg}$$

IV.2.3 Dimensionamento Trajecto 8 \rightarrow 9

A partir do ponto 8 o valor do caudal de efluente que circula neste trajecto também metade daquele que circulava inicialmente.

Assim, para manter a velocidade de escoamento do efluente igual a 1,87 m/s, o diâmetro da tubagem de escoamento é igual à dimensionada anteriormente, isto é, $D_t = 0,102 \text{ m}$. Como tal, o número de Reynolds e consequentemente o valor de f_1 serão iguais aos determinados no trajecto de 7 a 9 ($2,95 \times 10^5$ e 0,0041, respectivamente).

As perdas de carga na tubagem do trajecto 8 a 9 foram calculadas a partir da expressão IV.1.

$$\sum F_{8 \rightarrow 9} = 2,0,0041 \cdot \left(\frac{12}{0,102} + 2 \cdot 9 + 5 \cdot 17 \right) \cdot 1,87^2$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{8 \rightarrow 9} = 6,33 \text{ J/kg}$$

IV.1.4 Dimensionamento trajecto 9 \rightarrow 10

No percurso assinalado de 9 a 10, as duas linhas da corrente do efluente unem-se e regressam à Portucel como uma só. Assim, para a velocidade de escoamento do efluente

de 1,68 m/s, os valores de diâmetro da tubagem, de número de Reynolds e de f_1 são semelhantes aos do trajecto 6 → 7. Isto é:

$$D_t = 0,153 \text{ m};$$

$$Re = 3,97 \times 10^5;$$

$$f_1 = 0,0037.$$

Utilizando a expressão IV.1, determinaram-se as perdas verificadas na tubagem no trajecto de 9 a 10:

$$\sum F_{4 \rightarrow 5} = 2,0,0037 \cdot \left(\frac{250}{0,153}\right) \cdot 1,68^2 + (0,5 + 1) \cdot \frac{1,68^2}{2}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{4 \rightarrow 5} = 36,24 \text{ J/kg}$$

O valor do somatório de todas as perdas de carga ao longo da tubagem do trajecto de 1 a 5 foi:

$$\sum F_{6 \rightarrow 10} = \sum F_{6 \rightarrow 7} + \sum F_{7 \rightarrow 9} + \sum F_{8 \rightarrow 9} + \sum F_{9 \rightarrow 10}$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{1 \rightarrow 5} = 36,43 + 4,30 + 6,33 + 36,24$$

$$\Leftrightarrow \sum F_{1 \rightarrow 5} = 83,30 \text{ J/kg}.$$

- Potência da bomba requerida ($W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}$):

No trajecto seleccionado, existe uma bomba que vai bombear o efluente durante todo o trajecto. Como tal, é necessário calcular a potência requerida para a mesma.

$$\frac{P_6}{\rho} + \frac{v_6^2}{2 \cdot a} + g \cdot Z_6 + W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10} = \frac{P_{10}}{\rho} + \frac{v_{10}^2}{2 \cdot a} + g \cdot Z_{10} + \sum F_{6 \rightarrow 10} + 2 \cdot W_{\text{Permutador}}$$

Tal como anteriormente, em primeiro lugar determinou-se qual a potencia adicional da bomba necessária para colmatar as perdas verificadas nos permutadores:

$$\Leftrightarrow W_{\text{Permutador}} = \frac{1,72 \times 10^3}{989,95}$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Permutador}} = 1,74 \text{ J/kg}.$$

Substituindo os valores conhecidos na expressão IV.3, obtém-se o resultado:

$$W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = g \cdot \Delta Z + \sum F_{6 \rightarrow 10} + 2 \cdot W_{\text{Permutador}}$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = 9,8 \cdot 10 + 83,3 + 2 \cdot 1,74$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba1} \rightarrow 5} = 184,78 \text{ J/kg}$$

E através da expressão IV.5, obtém-se o mesmo valor em kW:

$$W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}(\text{kW}) = W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}(\text{J/kg}) \cdot m_{\text{EFLUENTE}}$$

Onde:

$m_{\text{EFLUENTE}} \rightarrow$ Caudal de Efluente que abandona a Portucel e percorre o trajecto (kg/s);

$$m_{\text{EFLUENTE}} = \frac{110 \cdot 989,95}{3600}$$

$$\Leftrightarrow m_{\text{EFLUENTE}} = 30,2 \text{ kg/s}$$

O valor da potência necessária para a bomba de circulação do efluente obtido foi:

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba6} \rightarrow 10}(\text{W}) = 184,78 \cdot 30,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}(\text{W}) = 5580,3 \text{ W} = 5,58 \text{ kW}$$

Como foi anteriormente referido, admitindo uma eficiência de 80 % para a bomba, a potência real da bomba será de 6,97 kW.

Em termos de metros de coluna de água (m.c.a.), e admitindo um factor de segurança de 20 %, serão necessários:

$$W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}(\text{m. c. a.}) = \left(\frac{W_{6 \rightarrow 10}(\text{J/kg})}{9,8} \right) \cdot 1,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10}(\text{m. c. a.}) = \left(\frac{184,78}{9,8} \right) \cdot 1,2$$

$$\Leftrightarrow W_{\text{Bomba } 6 \rightarrow 10} = 23 \text{ m. c. a.}$$

Anexo V – Cálculo caudal de biogás produzido através das Lamas da Portucel no digestor da SimRia S.A.

Neste capítulo apresentam-se todos os cálculos inerentes à previsão do caudal de biogás obtido, digerindo as lamas da fábrica da Portucel, no digestor anaeróbio da SimRia S.A.

Em primeiro lugar é necessário fazer um balanço ao digestor anaeróbio, para ter conhecimento do caudal de sólidos voláteis à entrada e à saída do mesmo, uma vez que a produção de biogás está directamente relacionada com estes sólidos.

O processo de cálculo do caudal de biogás foi adoptado conforme o exemplo dado por Metcalf & Eddy (1991).

Primeiramente, calcula-se o valor de caudal de metano (CH_4), que pode ser obtido a partir da expressão V.1:

$$V_{\text{CH}_4} = 0,35 \cdot [(q_{\text{S.S.V.ENTRADA}} - q_{\text{S.S.V.SAÍDA}}) - 1,42(P_x)] \quad \text{V.1}$$

Onde:

V_{CH_4} → Caudal volumétrico de metano obtido (m^3/dia);

0,35 → Factor de conversão (kg/m^3);

$q_{\text{S.S.V.ENTRADA}}$ → Caudal de sólidos secos voláteis à entrada do digestor (kg/dia);

$q_{\text{S.S.V.SAÍDA}}$ → Caudal de sólidos secos voláteis à saída do digestor (kg/dia);

P_x → Biomassa produzida (kg/dia);

V.1 Condições de operação

A figura 13 facilita a visualização do processo de digestão dos sólidos voláteis:

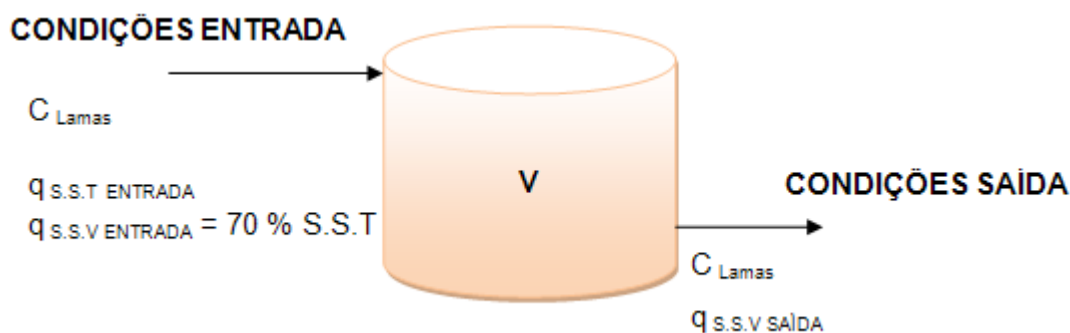


Figura 13 - Processo de digestão dos sólidos voláteis.

As condições assinaladas são conhecidas através de dados fornecidos pela fábrica da Portucel:

- **CONDIÇÕES À ENTRADA:**
 $C_{Lamas} = 15 \text{ g/L} = 15 \text{ kg/m}^3$;
 $Q_{S.S.T. ENTRADA} = 200\,000 \text{ kg/mês}$;
 $Q_{S.S.V. ENTRADA} = 140\,000 \text{ kg/mês}$
- **CONDIÇÕES À SAÍDA:**
 $C_{Lamas} = 15 \text{ g/L} = 15 \text{ kg/m}^3$.
- **CONDIÇÕES REACTOR:**
 $V_{Reactor} = 1520 \text{ m}^3$;

V.2 Cálculo do tempo de residência das lamas no digestor

A partir da expressão V.2 é possível determinar tempo de residência das lamas no digestor anaeróbio:

$$t_r = \frac{V_{Reactor}}{Q_{S.S.T}} \quad \text{V.2}$$

Onde:

t_r → Tempo de retenção das lamas no digestor (dias).

Para tal é necessário converter o caudal de sólidos secos totais ($Q_{S.S.T}$) em unidades coerentes, através da equação V.3, usando para tal a concentração das lamas:

- $q_{S.S.T. ENTRADA} = 200\,000 \text{ kg/mês} = 6\,700 \text{ kg/dia};$

$$Q_{S.S.T} = \frac{q_{S.S.T}}{C_{Lamas}} \quad \text{V.3}$$

$$\Leftrightarrow Q_{S.S.T} = \frac{6\,700}{15}$$

$$\Leftrightarrow Q_{S.S.T} = 450 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Com este valor calculado é possível determinar o tempo de residência:

$$t_r = \frac{1\,520}{450}$$

$$\Leftrightarrow t_r = 4 \text{ dias.}$$

Segundo Metcalf & Eddy, para o tempo de residência de 4 dias, considerar valor de remoção de sólidos voláteis aproximadamente de 45 %.

$$\% \eta = 45 \%$$

V.3 Balanço de massa aos sólidos voláteis à saída do reactor

Sabe-se que à entrada do digestor, a quantidade de sólidos voláteis corresponde a 70 % da matéria seca total. Isto é:

$$q_{S.S.VENTRADA} = 6\,700 \cdot 0,70 = 4\,690 \text{ kg/dia}$$

Admitindo a percentagem de redução 45 %, á saída do reactor, o caudal de sólidos secos voláteis foi determinado a partir da equação V.3:

$$q_{S.S.VSAIDA} = q_{S.S.VENTRADA} \left(1 - \left(\% \frac{\eta}{100}\right)\right)$$

$$\Leftrightarrow q_{S.S.VSAIDA} = 4\,690 (1 - 0,45) = 2\,579,5 \text{ kg/dia}$$

V.4 Cálculo da Biomassa produzida

O valor da biomassa presente, P_x , pode ser calculado a partir da expressão V.4:

$$P_x = \frac{Y \cdot (q_{S.S.VENTRADA} - q_{S.S.VSAIDA})}{1 + K_d \cdot t_r} \quad \text{V.4}$$

Onde:

Y → Coeficiente de rendimento cinético da reacção (adimensional);

O valor destas constantes encontra-se tabelado e segundo Metcalf & Eddy, para o substrato em causa (lamas) estes valores adoptam valores típicos de 0,06 e 0,03 d^{-1} , respectivamente.

Substituindo na equação V.4, obtemos:

$$P_x = \frac{0,06 \cdot (4690 - 2579,5)}{1 + 0,03 \cdot 4}$$

$$\Leftrightarrow P_x = 113 \text{ kg/dia}$$

Substituindo todos os valores na expressão V.1, obtém o valor de caudal de CH_4 de:

$$V_{CH_4} = 0,35 \cdot [(4690 - 2579,5) - 1,42(113)]$$

$$\Leftrightarrow V_{CH_4} = 682,5 \text{ m}^3/\text{dia}.$$

Sabe-se que o biogás é composto por 65% de metano, e o restante por dióxido de carbono e outras impurezas. Como tal é necessário converter o valor obtido num total de biogás. Isto é:

$$\Leftrightarrow V_{BIOGÁS} = \frac{682,5}{0,65}$$

$$\Leftrightarrow V_{BIOGÁS} = 1050 \text{ m}^3/\text{dia} = 43,75 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.5 Cálculo da potência que é possível obter com o caudal de biogás:

Com base no exercício proposto por Metcalf & Eddy, sabe-se que o poder calorífico do biogás é cerca de P.C. = 22 400 kJ/m³.

Em termos de energia é possível obter:

$$E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = \text{P.C.} \cdot V_{\text{BIOGÁS}} \quad \mathbf{V.5}$$

$$\Leftrightarrow E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 22400 \cdot 43,75$$

$$\Leftrightarrow E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 9,8 \times 10^5 \text{ kJ/h}$$

Tendo em conta o rendimento eléctrico equivalente (REE) de 55 % apenas 5,4 x 10⁵ kJ/h serão convertidos em potência eléctrica que corresponde a 150 kW.

Anexo VI – Conversão do biogás produzido pelas lamas da SimRia S.A. em potência eléctrica

Como já foi referido anteriormente, no digester anaeróbio da SimRia S.A. obtém-se um caudal de biogás de 37 888 m³/mês, o qual se pretende transformar completamente em corrente eléctrica.

Este caudal pode ser facilmente convertido em caudal diário:

$$V_{\text{BIOGÁS}} = 37\,888 \frac{\text{m}^3}{\text{mês}} = 53 \text{ m}^3/\text{h}$$

Como tal, recorrendo à equação V.5 é possível converter este valor em energia calorífica:

$$E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = \text{PC} \cdot V_{\text{BIOGÁS}}$$

$$\Leftrightarrow E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 22400 \cdot 53$$

$$\Leftrightarrow E \left(\frac{\text{kJ}}{\text{h}} \right) = 1,187 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

Tendo em conta o rendimento eléctrico equivalente (REE) de 55 % apenas 6,6 x 10⁵ kJ/h serão convertidos em potência eléctrica. Para este valor obteve-se um valor de energia eléctrica de 182 kW.