

Optimização do tratamento de um efluente aquoso resultante da utilização de cola nas máquinas de produção de placas de madeira

Amélia Cristina Coelho Alves
Novembro 2010

Orientação: Eng^a Isabel Brás Pereira, Eng^a Margarida Ribeiro, Eng^o Nuno Carneiro

“A ÁGUA É VIDA, é o caldo salgado das nossas origens, o sistema circulatório do planeta.

Ancoramos as nossas civilizações nas margens dos oceanos e rios. O nosso maior medo é a possibilidade de escassez ou excesso de água.”

Barbara Kingsolver – National Geographic Abril 2010

Agradecimentos

Gostaria de expressar toda a minha gratidão a todos os quantos que contribuíram para a realização deste trabalho.

Desde já um agradecimento especial, aos responsáveis e funcionários do Laboratório de Tecnologia Química – Professora Doutora Lídia Vasconcelos, do Departamento de Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia do Porto, por toda a ajuda e compreensão prestada.

Aos orientadores no ISEP, a Engenheira Margarida Ribeiro e a Engenheira Isabel Brás Pereira, por toda a ajuda, compreensão e disponibilidade demonstrada neste trabalho.

Ao Engenheiro Nuno Carneiro e à Swedwood pelo apoio e amizade demonstrada ao longo da realização deste trabalho.

A todos os que colaboraram comigo na Swedwood, na recolha das amostras e nas informações necessárias à realização deste trabalho.

Ao Engenheiro Beleza e à Engenheira Cristina pelos esclarecimentos e críticas prestadas.

Ao Engenheiro Luís Quelhas da Quimitécnica pela ajuda prestada e pelo fornecimento de alguns dos reagentes necessários à elaboração deste trabalho.

À Professora Marisa Carneiro pelo carinho e ajuda prestada.

À minha família e amigos pelo apoio, pelo incentivo nos momentos mais complicados e por acreditarem que tudo era possível.

Resumo

O presente trabalho teve como principais objectivos, estudar e otimizar o processo de tratamento do efluente proveniente das máquinas da unidade *Cold-press* da linha de produção da Empresa Swedwood, caracterizar a solução límpida obtida no tratamento e estudar a sua integração no processo, e por fim caracterizar o resíduo de pasta de cola obtido no tratamento e estudar a possível valorização energética deste resíduo.

Após caracterização inicial do efluente e de acordo com os resultados de um estudo prévio solicitado pela Empresa Swedwood a uma empresa externa, decidiu-se iniciar o estudo de tratabilidade do efluente pelo processo físico-químico a coagulação/floculação.

No processo de coagulação/floculação estudou-se a aplicabilidade, através de ensaios Jar-test, dos diferentes agentes de coagulação/floculação: a soda cáustica, a cal, o cloreto férrico e o sulfato de alumínio. Os melhores resultados neste processo foram obtidos com a adição de uma dose de cal de 500 mg/L_{efluente}, seguida da adição de 400 mg/L_{efluente} de sulfato de alumínio. Contudo, após este tratamento o clarificado obtido não possuía as características necessárias para a sua reintrodução no processo fabril nem para a sua descarga em meio hídrico. Deste modo procedeu-se ao estudo de tratamentos complementares.

Nesta segunda fases de estudo testaram-se os seguintes os tratamentos: a oxidação química por Reagente de Fenton, o tratamento biológico por SBR (*sequencing batch reactor*) e o leito percolador. Da análise dos resultados obtidos nos diferentes tratamentos conclui-se que o tratamento mais eficaz foi o tratamento biológico por SBR com adição de carvão activado.

Prevê-se que no final do processo de tratamento o clarificado obtido possa ser descarregado em meio hídrico ou reintroduzido no processo. Como o estudo apenas foi desenvolvido à escala laboratorial, seria útil poder validar os resultados numa escala piloto antes da sua implementação industrial.

A partir dos resultados do estudo experimental, procedeu-se ao dimensionamento de uma unidade de tratamento físico-químico e biológico à escala industrial para o tratamento de 20 m³ de efluente produzido na fábrica, numa semana. Dimensionou-se ainda a unidade (leito de secagem) para tratamento das lamas produzidas.

Na unidade de tratamento físico-químico (coagulação/floculação) os decantadores estáticos devem possuir o volume útil de 4,8 m³. Sendo necessários semanalmente 36 L da suspensão de cal (Neutrolac 300) e 12,3 L da solução de sulfato de alumínio a 8,3%. Os tanques de armazenamento destes compostos devem possuir 43,2 litros e 96 litros, respectivamente. Nesta unidade estimou-se que são produzidos diariamente 1,4 m³ de lamas.

Na unidade de tratamento biológico o reactor biológico deve possuir um volume útil de 6 m³. Para que este processo seja eficaz é necessário fornecer diariamente 2,1 kg de oxigénio. Estima-se que neste processo será necessário efectuar a purga de 325 litros de lamas semanalmente. No final da purga repõe-se o carvão activado, que poderá ser arrastado juntamente com as lamas, adicionando-se 100 mg de carvão por litro de licor misto.

De acordo com o volume de lamas produzidos em ambos os tratamentos a área mínima necessária para o leito de secagem é de cerca de 27 m².

A análise económica efectuada mostra que a aquisição do equipamento tem o custo de 22.079,50 euros, o custo dos reagentes necessários neste processo para um ano de funcionamento tem um custo total de 508,50 euros e as necessidades energéticas de 2.008,45 euros.

Palavras-chave: *Efluente, tratamento biológico, coagulação/floculação, tratamento primário, SBR*

Abstract

This study had as its primary goals to study and optimize the wastewater treatment process from the *Cold-press* unit from the production line of the Swedwood Company; characterize the clear solution obtained in the treatment and study its integration process; and, finally, characterize the residual glue paste obtained in the treatment and study the possible energy recovery of waste.

After initial characterization of the wastewater and in accordance with the results of a previous study requested by the Swedwood Company to an outside company, one decided to launch the study of treatability of wastewater by physicochemical process coagulation/flocculation.

In the coagulation /flocculation process one studied the applicability through Jar-test experiments, of the various agents of coagulation/flocculation: sodium hydroxide, lime, ferric chloride and aluminum sulfate. The best results were obtained in this process with the addition of a lime dose of 500 mg/L_{effluent}, followed by the addition of 400 mg/L_{effluent} of aluminum sulfate. However, after this treatment the clarification obtained lacked the necessary characteristics for its reintroduction in the manufacturing process or to its discharge into the aquatic environment. Thus, one proceeded to the study of complementary treatments.

In this second phase of the study one tested the following treatments: chemical oxidation by Fenton reagent, biological treatment by sequencing batch reactor (SBR) and the trickle filter. From the analysis of the results obtained in different treatments one concluded that the most effective treatment was the biological treatment by SBR with addition of activated carbon.

It is expected that at the end of the treatment process the clarified obtained can be discharged into the aquatic environment or reintroduced into the manufacturing process. Since the study was conducted only in laboratory scale, it would be useful to validate the results in a pilot scale before its industrial implementation.

From the results of the experimental study, one proceeded to the design of a unit of physical-chemical and biological to the industrial scale to treat 20 m³ of wastewater produced at the plant in a week. It is also scaled to unit (drying bed) for treatment of sludge produced.

In the physical-chemical treatment unit (coagulation/flocculation) the static clarifiers must have the usable volume of 4.8 m³. Being 36 L weekly required of the suspension of lime (Neutrolac 300) and 12.3 L of aluminum sulfate solution at 8.3%. The storage tanks of these compounds should have 43.2 liters and 96 liters respectively. This unit has been estimated to produce daily 1.4 m³ of sludge.

In the biological treatment unit, the biological reactor must have a working volume of 6 m³. For this process to be effective one must provide daily 2.1 kg of oxygen. It is estimated that at the end of the week a purge of 325 liters of sludge should be carried out. After the purge one replaces the activated carbon, which may be dragged along with the sludge, adding 100 mg of activated carbon per liter of mixed liquor.

According to the volume of sludge produced in both treatments the minimum area needed for the bed is about 27 m². It is estimated to be recovered 0.54 m³ of water. This water is recovered and introduced into the treatment process.

The economic analysis shows that the acquisition of equipment will cost 22,079.50 euros, the cost of reagents required in this process to one year in operation has a total cost of 508.50 euros and the energy needs of 2,008.45 euros.

Keywords: *wastewater, biological treatment, coagulation/flocculation, primary treatment, SBR*

Índice

Agradecimentos	v
Resumo.....	vii
Abstract.....	ix
Índice de tabelas	xv
Índice de figuras.....	xvii
Nomenclatura.....	xix
Siglas.....	xix
Símbolos.....	xix
Símbolos gregos.....	xxi
1. Enquadramento do trabalho.....	1
1.1. Breve apresentação da Empresa - Swedwood Portugal	1
1.2. Processo fabril.....	1
1.2.1. Circuito das placas HDF	3
1.2.2. Circuito das placas PB	3
1.2.3. Circuito do favo de abelha.....	3
1.2.4. Circuito do painel BoF	4
1.3. Descrição do problema.....	4
1.4. Características principais do efluente a tratar	5
2. Introdução teórica	7
2.1. Tratamento de águas residuais – alguns aspectos básicos	7
2.2. Processos de tratamento seleccionados no presente trabalho	8
2.3. Tratamento primário – Coagulação/Floculação	9
2.3.1. Factores que afectam a coagulação/floculação	10
2.3.2. Tipos de coagulantes	12
2.3.3. Escolha e eficácia do coagulante	14
2.3.3.1. Ensaio de tratabilidade (Jar-test).....	14
2.4. Tratamento secundário - reactor sequencial por partidas (RSP).....	15
2.5. Tratamento de lamas.....	19
3. Estudo experimental do tratamento do efluente.....	21
3.1. Ensaio de coagulação/floculação	21
3.1.1. Descrição experimental	21
3.1.2. Resultados principais	23
3.1.2.1. Ensaio realizado com hidróxido de sódio e cal.....	23

3.1.2.2.	Ensaio com cloreto férrico	25
3.1.2.3.	Ensaio com sulfato de alumínio	26
3.1.3.	Conclusões	27
3.2.	Tratamento biológico	28
3.2.1.	Descrição experimental	29
3.2.2.	Resultados principais	30
3.2.3.	Conclusões	33
4.	Proposta de unidade de tratamento à escala industrial	35
4.1.	Descrição do processo de tratamento	35
4.2.	Dimensionamento das unidades de tratamento	38
4.2.1.	Unidade de tratamento do processo de coagulação/floculação	38
4.2.2.	Unidade de tratamento do processo biológico por SBR	38
4.2.3.	Leito de secagem	39
4.3.	Características dos equipamentos utilizados no processo	39
5.	Análise de custos do processo de tratamento escolhido	43
5.1.	Custos de aquisição do equipamento e acessórios	43
5.2.	Custo de operação	45
5.2.1.	Custo dos consumíveis necessários no processo de tratamento	46
5.2.2.	Custos energéticos	46
6.	Análise e discussão da proposta obtida pela Swedwood	49
7.	Conclusão	51
8.	Sugestões para trabalhos futuros	53
	Bibliografia	55
	Anexos	57
A.	Resultados experimentais do processo de coagulação/floculação	59
A.1.	Ensaio usando a solução de hidróxido de sódio	59
A.2.	Ensaio usando a suspensão de cal	61
A.3.	Ensaio realizados para pH entre 7 e 9	62
A.5.	Ensaio usando uma solução de sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$)	63
B.	Resultados experimentais do tratamento biológico por SBR	65
C.	Resultados experimentais do processo de oxidação química	69
C.1.	Reagente de Fenton	69
C.1.1.	Cálculo da concentração do Sulfato Ferroso e do Peróxido de Hidrogénio para o ensaio do reagente de Fenton	69
C.2.	Peróxido de Hidrogénio	74

D.	Resultados experimentais do tratamento biológico utilizando o leito percolador	77
E.	Plano factorial aplicado aos ensaios de coagulação floculação	79
E.1.	Plano factorial utilizando a cal	79
E.2.	Plano factorial utilizando o hidróxido de sódio.....	81
F.	Dimensionamento da unidade de coagulação/floculação.....	83
F.1	Determinação do consumo de produtos químicos e água para diluição	83
F.2	Determinação do volume diário de lamas formadas.....	84
F.3	Dimensionamento dos decantadores estáticos DE1 e DE2	85
F.4.	Cálculo da potência dos agitadores para DE1 e DE2.....	85
F.5.	Dimensionamento dos tanques de armazenamento de suspensão de cal e de solução de sulfato de alumínio, TA1 e TA2	86
G.	Dimensionamento da unidade de tratamento biológico por SBR	87
G.2	Consumos de oxigénio e de nutrientes	92
G.3.	Dimensionamento dos difusores	94
G.4.	Cálculo da potência útil do compressor.....	97
H.	Especificações dos equipamentos.....	101
H.1.	Características das Bombas.....	101
H.1.1.	Bomba doseadora para a solução de sulfato de alumínio	101
H.1.2.	Bomba centrífuga.....	102
H.1.3.	Bomba parafuso para a dosagem da suspensão cal	105
H.2.	Agitadores.....	106
H.3.	Compressor	110
I.	Cálculo de custos de consumíveis	111
I.1.	Coagulação/floculação	111
I.2.	Tratamento biológico	111
A.	Proposta da <i>Ventil Aqua</i>	113

Índice de tabelas

Tabela 1-1: Gamas de valores correspondentes à caracterização do efluente industrial em estudo, recolhido entre o mês de Fevereiro e Março de 2010.	6
Tabela 2-1: Tipos de tratamento a que pode ser sujeita uma água residual	8
Tabela 2-2: Breve descrição das etapas do processo de RSP (“reactor sequencial por partidas”).....	17
Tabela 3-1: Métodos analíticos utilizados na análise dos parâmetros estudados	22
Tabela 3-2: Valores obtidos que permitiram a melhor remoção da carga poluente.....	23
Tabela 3-3: Caracterização dos clarificados no ensaio para pH final entre 7 e 9, para o NaOH e para a cal ($CQO_{inicial} = 23240 \text{ mg/L O}_2$ e $pH_{inicial} = 4,26$)	24
Tabela 3-4: Caracterização do clarificado obtido no ensaio efectuado com cloreto férrico ...	26
Tabela 3-5: Caracterização do clarificado obtido no estudo da adição de sulfato de alumínio ($CQO_{inicial} = 38200 \text{ mg/L O}_2$, $SST_{inicial} = 12500 \text{ mg/L}$ e $pH_{inicial} = 4,30$).....	27
Tabela 3-6: Gama de valores dos parâmetros analisados após tratamento coagulação/floculação.....	28
Tabela 3-7: Parâmetros e respectivos métodos de análise, no tratamento biológico	30
Tabela 3-8: Caracterização do clarificado utilizado no tratamento biológico	30
Tabela 3-9: Gama de valores dos parâmetros analisados após tratamento biológico por SBR	34
Tabela 4-1: Capacidade e dimensões dos tanques necessários no processo	39
Tabela 4-2: Característicos dos agitadores utilizados no processo de coagulação/floculação	40
Tabela 4-3: Caudal médio e potência das diferentes bombas utilizadas no processo	40
Tabela 4-4: Características e número de difusores necessários para promover o arejamento no reactor biológico	40
Tabela 4-5: Características da tubagem utilizada no processo de tratamento seleccionado	41
Tabela 4-6: Características das válvulas utilizadas no processo	41
Tabela 4-7: Características acessórios utilizados no processo.....	42
Tabela 5-1: Custo de aquisição dos tanques.....	43
Tabela 5-2: Custo de aquisição dos restantes equipamentos.....	43
Tabela 5-3: Custo de aquisição da tubagem	44
Tabela 5-4: Custo de aquisição das válvulas.....	44
Tabela 5-5: Quantidade e respectivos preços dos acessórios	45
Tabela 5-6: Custos específicos e anuais de cal e de sulfato de alumínio, na unidade de coagulação/floculação, para tratar um volume de 1 m^3 de efluente industrial	46

Tabela 5-7: Custos específicos e anuais de consumíveis, na unidade de tratamento biológico, para tratar um volume de 1000 m ³ de efluente industrial	46
Tabela 5-8: Consumos e custos anuais da energia eléctrica, para os vários equipamentos.	47
Tabela A-1: Existência da formação de flocos para o ensaio com NaOH (160 a 960 mg NaOH/ L _{efluente})	59
Tabela A-2: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com NaOH (480 a 800 mg NaOH/ L _{efluente})	60
Tabela A-3: Existência da formação de flocos para o ensaio com NaOH (240 e 480 mg _{NaOH} /L _{efluente})	60
Tabela A-4: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com NaOH (360 e 480 mg _{NaOH} /L _{efluente} .)	60
Tabela A-5: Existência da formação de flocos para o ensaio com cal	61
Tabela A-6: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com cal (720 a 960 mg cal/ L _{efluente})	61
Tabela A-7: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com cal (720 a 1440 mg cal/ L _{efluente})	62
Tabela A-8: Caracterização do clarificado para pH final entre 7 e 9	62
Tabela A-9: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com sulfato de alumínio 10% p/p e 400 mg/L _{efluente} de cal	63
Tabela A-10: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com sulfato de alumínio 10% p/p e 500 mg/L _{efluente} de cal	64
Tabela C-1: Massa de FeSO ₄ .7H ₂ O e volume de H ₂ O ₂ para as diferentes razões de Fe ₂₊ /H ₂ O ₂	70
Tabela C-2: Condições de operação nos ensaios realizados com o reagente de Fenton	71
Tabela C-3: Características do clarificado obtido no reagente de Fenton	71
Tabela C-4: Condições de operação do ensaio de oxidação química com peróxido de hidrogénio.	75
Tabela D-1: Características do clarificado alimentado ao leito percolador	78
Tabela E-1: Características iniciais do efluente utilizado nos ensaios de plano factorial.....	79
Tabela E-2: Plano factorial	79
Tabela E-3: Plano factorial	80
Tabela E-4: Plano factorial	81
Tabela E-5: Plano factorial	81
Tabela G-1: Massa de lamas produzidas ao longo de uma semana.....	91

Índice de figuras

Figura 1-1: Esquema do Processo Produtivo da Fábrica de <i>BoF</i>	2
Figura 2-1: Representação esquemática do ciclo de tratamento por RSP	16
Figura 3-1: Comparação da evolução temporal da CQO do reactor 1 com o reactor 2.....	31
Figura 3-2: Evolução temporal da CQO no reactor 1 do tratamento de SBR	33
Figura 3-3: Evolução temporal da CQO no reactor 2 do tratamento de SBR	33
Figura 4-1: Diagrama simplificado do processo de tratamento seleccionado.....	35
Figura 4-2: Diagrama do processo de tratamento seleccionado	37
Figura B-1: Evolução da CQO no tratamento biológico por SBR, ensaio 1	65
Figura B-1: Evolução da CQO no tratamento biológico por SBR, ensaio 2.....	66
Figura B-2: Evolução do oxigénio dissolvido no reactor 1 e 2.....	67
Figura C-1: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 1	71
Figura C-2: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 2	72
Figura C-3: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 3	72
Figura C-4: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 4	72
Figura C-5: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 5	73
Figura C-6: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 6	73
Figura C-7: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH	74
Figura C-8: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH no ensaio com H ₂ O ₂	75
Figura D-1: Esquema do leito percolador estudado.....	77
Figura D-2: Evolução temporal da CQO no leito percolador	78
Figura G-1: SOTE em função do caudal de ar por difusor (para 4 m de profundidade)	95
Figura G-2: Esquema representativo da tubagem do ar para o processo biológico	98
Figura H-1: Características da bomba doseadora fornecida pela Grundfos.....	102
Figura H-2: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos.....	103
Figura H-3: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos.(cont.).....	104
Figura H-4: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos.....	105
Figura H-5: Características da bomba parafuso utilizada na dosagem da suspensão de cal	106
Figura H-6: Dimensões do agitador para o decantador estático	107
Figura H-7: Características do agitador para o decantador estático	107
Figura H-8: Dimensões do agitador para o tanque de armazenamento de cal	108
Figura H-9: Características do agitador para o tanque de armazenamento de cal.....	108
Figura H-10: Dimensões do agitador para o tanque de armazenamento de sulfato de alumínio	109

Figura H-11: Características do agitador para o tanque de armazenamento de sulfato de alumínio	109
Figura H-12: Características do compressor	110

Nomenclatura

Siglas

AR	Águas residuais
CBO	Carência bioquímica de oxigénio
CQO	Carência química de oxigénio
ETAR	Estação de tratamento de águas residuais
IVL	Índice volumétrico de lamas
LS	Leito de secagem
RSP	Reactor sequencial por partidas
SBR	<i>Sequencing batch reactor</i>
SST	Sólidos suspensos totais
SSTLM	Sólidos suspensos totais no licor misto
SSV	Sólidos suspensos voláteis
SSVLM	Sólidos suspensos voláteis no licor misto

Símbolos

a	Fracção de substrato consumido utilizado para a produção de energia mediante a oxidação do substrato ($\text{kg O}_2/\text{kg CBO}_5$)
Y	Fracção da produção de lama biológica por quilograma de substrato total consumido ($\text{kg SSVLM produzidos}/\text{kg CBO}_5$)
$\%_{\text{decantação}}$	Percentagem de decantação do clarificado no reactor (%)
A	Área (m^2)
C_{Cal}	Concentração da suspensão de cal (g/L)
C_D	Coefficiente de arrasto das pás
C_{NaOH}	Concentração do hidróxido de sódio (mL)
Conc.	Concentração (mg/L)
$C_{\text{pá}}$	Comprimento da pá do agitador (m)
$\text{CQO}_{\text{clarificado}}$	CQO do clarificado obtido no processo (mg/L O_2)
$\text{CQO}_{\text{inicial}}$	CQO do efluente que alimenta o processo (mg/L O_2)
C_s	Concentração de saturação do oxigénio nas condições de operação (mg/L)
C_w	Concentração de oxigénio de operação (mg/L)

F/M	Razão alimentação – microrganismo
f_s	Factor de segurança
G	Gradiente de velocidade (s^{-1})
$h_{pá}$	Altura da pá do agitador (m)
k_d	Coefficiente de decomposição microbiana (d^{-1})
m_{lamas}	Massa de lamas produzidas
$m_{sólidos\ totais}$	Massa de sólidos totais removidos
M_{SSTLM}	Massa de sólidos suspensos totais no licor misto (kg)
M_{SSV}	Massa dos sólidos suspensos voláteis
M_{SSVLM}	Massa de sólidos suspensos voláteis no licor misto (kg)
$n_{pás}$	Número de pás
OTE	Factor de transferência de oxigénio (%)
P	Profundidade do reactor (m)
P_1	Pressão absoluta de entrada (atm)
P_2	Pressão absoluta de saída (atm)
$pH_{clarificado}$	pH do clarificado obtido no processo (Escala Sørensen, 25°C)
$pH_{inicial}$	pH do efluente que alimenta o processo (Escala Sørensen, 25°C)
P_{TL}	Profundidade do líquido após decantação (m)
$P_{útil}$	Potência útil do compressor (W)
P_W	Potência do compressor
P_x	Sólidos gerados no dia x
Q	Caudal de efluente (m^3/d)
SS_i	Sólidos suspensos inertes (kg/d)
T	Temperatura (°C)
t_r	Tempo de retenção (d)
$Turv. \text{ clarificado}$	Turvação do clarificado obtido (FTU)
$Turv. \text{ inicial}$	Turvação do efluente que alimenta o processo (FTU)
v	Velocidade (m/s)
$V_{Al_2(SO_4)_3}$	Volume de solução de sulfato de alumínio (mL)
V_b	Volume diário de efluente (m^3)
V_{Cal}	Volume da suspensão de cal (mL)
$V_{H_2O_2}$	Volume de peróxido de hidrogénio (mL)
V_{lamas}	Volume de lamas
V_{NaOH}	Volume de hidróxido de sódio (mL)
V_{tanque}	Volume do tanque ou do reactor (m^3)
$V_{útil}$	Volume de líquido no tanque ou no reactor (m^3)

Símbolos gregos

α	Relação entre os coeficientes de transferência de massa da água residual em relação a água corrente
β	Factor de correcção da concentração de oxigénio na água residual, relativamente a água corrente
θ	Factor de correcção da temperatura
μ	Viscosidade dinâmica (N.s/m ²)
ρ	Massa volúmica (kg/m ³)

1. Enquadramento do trabalho

1.1. Breve apresentação da Empresa - Swedwood Portugal

O principal objectivo do Grupo Swedwood é produzir mobiliário de forma a assegurar as necessidades do grupo IKEA. A Swedwood tem cerca de 50 unidades de produção, e espalhadas por 12 países em 3 continentes.

O Grupo Swedwood foi criado em 1991 e desde então tem crescido significativamente continuando em plena expansão. Desde a sua fundação o Grupo cresce cerca de 20 a 25% por ano e pretende continuar a fazê-lo por meio de uma maior utilização da sua capacidade e aumentando a produção das unidades já existentes.¹

A Swedwood chega a Portugal em 2007, estando situada na cidade de Paços de Ferreira.

1.2. Processo fabril

A empresa Swedwood Portugal dedica-se à produção de mobiliário de madeira. O processo fabril subdivide-se em duas fábricas a *Board on Frame (BoF)* e *Pigment (PFF)*, estando neste momento a ser implementada uma terceira fábrica a *Multi Propose Store (MPS)*. Na *BoF* produz-se mobiliário para o espaço de trabalho e sala, na *PFF* mobiliário de quarto e na *MPS* mobiliário também para espaço de trabalho. O que distingue o mobiliário produzido na *BoF* do produzido na *MPS* é o acabamento, na *BoF* o mobiliário é pintado enquanto na *MPS* o mobiliário é revestido com um material folheado.

No presente trabalho pretende-se estudar o tratamento de um efluente produzido na fábrica *BoF*, por este motivo os parágrafos seguintes apenas descrevem o processo produtivo da fábrica *BoF*.

Na figura 1-1 apresenta-se o esquema do processo produtivo realizado na fábrica *BoF*. Este esquema foi elaborado segundo os dados recolhidos directamente na Swedwood Portugal.

¹ Dados retirados de <http://www.swedwood.com>, em 16/3/2010

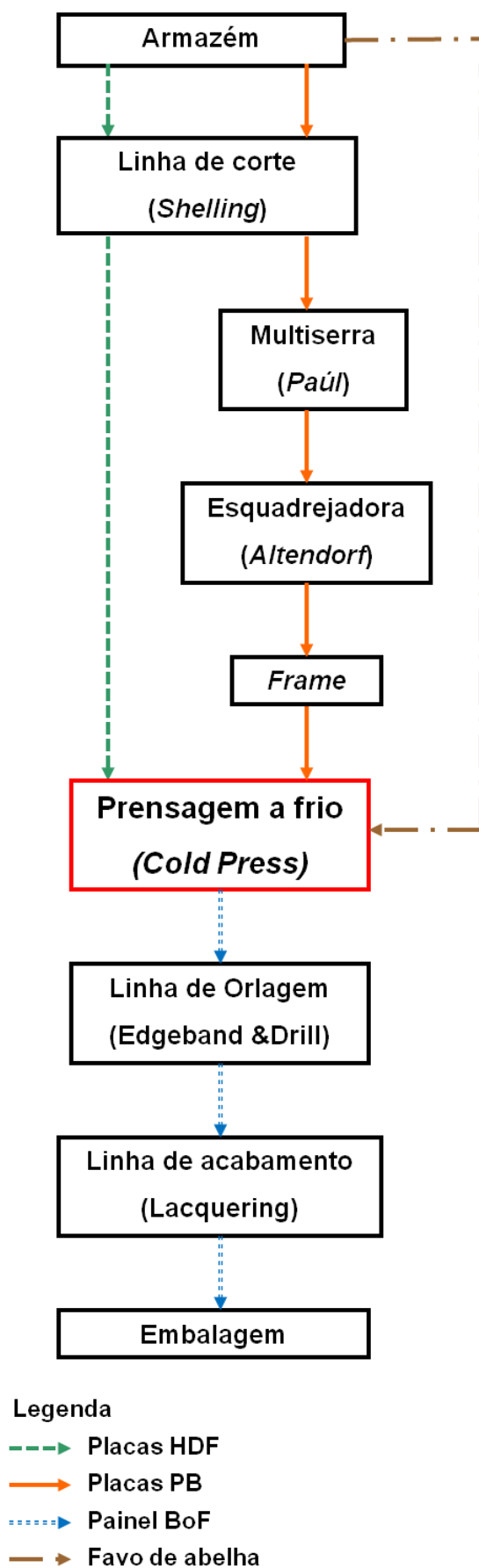


Figura 1-1: Esquema do Processo Produtivo da Fábrica de BoF

Os móveis produzidos na fábrica *BoF* são constituídos por diferentes painéis, todos eles obtidos pela montagem de placas *HDF*, sobre uma estrutura designada de frame e preenchidos por elementos de papel que se designam por favo de abelha. Esta estrutura é obtida através da montagem e colagem de diversas ripas de madeira (placas *PB*) posicionadas de forma a poderem constituir o esqueleto final.

1.2.1. Circuito das placas HDF

As placas *HDF* são retiradas do armazém em paletes e colocadas na linha de corte (*Shelling*) este é realizado em conjuntos de rectângulos (*Book*) de acordo com as dimensões do produto a que se destinam. Esta linha de corte faz a separação por medidas, saindo pilhas de placas de *HDF* cortadas sobre os rolos para o stock intermédio da unidade de prensagem a frio (*Cold Press*).

1.2.2. Circuito das placas PB

As placas *PB* são retiradas do armazém em palete e colocadas na linha de corte. O corte das placas é realizado em conjuntos de rectângulos de acordo com as dimensões optimizadas para as *frames*. Nesta linha de corte é também feita a separação por medidas, saindo as placas *PB* cortado em pilhas.

Seguidamente as placas serão dirigidas para a multiserra (*Paul*) onde serão cortadas em ripas.

As ripas obtidas na *Paul* serão depois dirigidas à esquadrejadora (*Altendorf*) onde são cortadas na medida desejada para poderem ser construídas as frames nos tabuleiros de montagem.

A *frame* é o “esqueleto” da peça *BoF*. A *frame* dá a rigidez necessária ao conjunto, sendo a sua boa construção de importância vital neste processo. A montagem de *frame* é realizada em tabuleiros metálicos e consiste em juntar de uma forma ordenada e ligar com cola de acordo com o desenho pretendido para os vários componentes da *frame*.

1.2.3. Circuito do favo de abelha

O *favo de abelha* é uma estrutura em papel e como o próprio nome indica tem o formato de um favo de abelha. Esta estrutura é de grande importância, pois será ela a principal responsável pela dureza e estabilidade do móvel.

O favo de abelha sai directamente do armazém para a unidade Cold Press.

1.2.4. Circuito do painel BoF

Nas linhas da unidade de prensagem a frio (*Cold Press*) é produzido o **painel BoF**, aí são reunidas as *frames*, colocado o papel (favo de abelha) e aplicada cola nas placas de *HDF* para que se proceda à sua prensagem.

Após a operação de colagem as pilhas de painéis saídos da *Cold Press* serão dirigidas a uma área onde é necessário algum tempo para se dar a cura da colagem.

Após algum tempo de cura, os painéis vão às **linhas de orlagem** (*Edgeband & Drill*) onde são sujeitas a várias operações: desde corte de precisão, aplicação de cola e orla em todo o perímetro (ou não, de acordo com as características das peça a obter) e a furações em todas as faces necessárias.

Depois da operação de orlagem, os painéis *BoF* seguem para a linha de **acabamento** (*Lacquering*) onde passam por diversas fases preparatórias tendentes a obter um tratamento e aspecto superficial que depende do tipo de acabamento desejado. O acabamento poderá ser lacagem ou impressão.

As peças com acabamento numa só face, após a passagem no *Lacquering* dirigem-se ao filtro. Outras (estas para acabamento nas 2 faces) passam por um dispositivo que faz a inversão das pilhas de peças acabadas e voltam ao início da linha para passarem pelas mesmas fases, agora na segunda face. Após a segunda passagem, as peças serão dirigidas ao filtro.

O filtro é um espaço criado onde a peça é observada, para garantir que apenas são embaladas as peças com a qualidade adequada.

Estando disponíveis os painéis que constituem uma peça de mobiliário a ser colocado na embalagem, estes são depois dirigidos para a linha pré-programada de **embalagem** (*Packing*).

Primeiro procede-se à embalagem dos painéis aplicando um filme retrátil (linha Kalfass) seguindo-se a embalagem em caixas de cartão canelado (linha Genax) que são colocadas em paletes e aplicado um filme retrátil na paleta.

Após este processo as paletes são transportadas em camiões para as lojas *IKEA*.

1.3. Descrição do problema

Como referido no ponto anterior na unidade *Cold Press* é aplicada cola nas placas *HDF*. Para isso estas passam sob dois rolos que espalham a cola sobre as placas. Esta cola é injectada nos rolos manualmente e através de uma mangueira, que se encontra entre eles. As placas continuam o seu trajecto através de uma “espécie” de tapete rolante, formado por

discos rotativos. Sob estes existe um tanque com água que serve para recolher a cola que escorre das placas.

O efluente produzido desta forma, quando apresenta uma cor branca opaca, é descarregado para tanques de armazenamento de plástico. Uma vez por semana, salvo alguma avaria, há a lavagem das máquinas, normalmente efectuada no último turno da semana. A água de lavagem é recolhida no mesmo tanque, misturando-se com o efluente que já lá se encontra, se for o caso. Neste dia poderá haver uma maior quantidade de sólidos em suspensão e restos de cola no efluente.

Actualmente o efluente é recolhido por uma Empresa externa para posterior tratamento, o que representa para a Swedwood custos de transporte e rejeição do efluente não tratado.

O presente trabalho teve como principal objectivo estudar a possibilidade de efectuar o tratamento do efluente, nas instalações da Swedwood, de forma a permitir a utilização da água tratada no processo de fabrico e, se possível, reduzir os custos associados a este efluente.

Havia um estudo prévio realizado a pedido da Swedwood por uma Empresa externa, que apontava para a eficiência da soda cáustica como agente de coagulação no processo de tratamento físico-químico do efluente. Contudo, havia a necessidade de confirmar esta indicação e estudar esta e outras alternativas de tratamento.

Todo este estudo, assim como todas as análises que o completam foram realizados no Laboratório de Tecnologia Química – Professora Doutora Lídia Vasconcelos do Departamento de Engenharia Química do ISEP.

1.4. Características principais do efluente a tratar

Na unidade *Cold Press* são produzidos, por semana, cerca de 15 m³ de efluente. Com o aumento de produção previsto para 2011, prevê-se que sejam produzidos cerca de 20 m³ por semana. Os resultados da caracterização parcial do efluente, recolhido durante os meses de Fevereiro e Março de 2010 apresentam-se na tabela 1-1, sob a forma de gamas de valores obtidos para a carência química de oxigénio (CQO), pH e sólidos suspensos totais (SST). Nesta tabela apresentam-se ainda os métodos analíticos usados, que se basearem sempre que aplicável em métodos analíticos normalizados, segundo o Decreto-Lei 236/98. A análise de todos os parâmetros foi realizada com o equipamento utilizado no Laboratório de Tecnologia Química – Professora Doutora Lídia Vasconcelos do Departamento de Engenharia Química do ISEP.

Tabela 1-1: Gamas de valores correspondentes à caracterização do efluente industrial em estudo, recolhido entre o mês de Fevereiro e Março de 2010.

Parâmetro	Gama de valores	Unidades	Método de análise
CQO	14647 - 49087	mg/L O ₂	Método colorimétrico (Refluxo fechado)
pH	4,00 - 4,60	Escala Sørensen (25°C)	Método potenciométrico
SST	12300 – 12500(*)	mg/L SST	Método gravimétrico

(*) O valor de 12500 mg/L de SST não corresponde ao valor máximo de CQO, para este efluente não foi possível determinar os SST

2. Introdução teórica

2.1. Tratamento de águas residuais – alguns aspectos básicos

No dia-a-dia são produzidas águas residuais (AR) domésticas e industriais, que contribuem para a poluição ambiental. Os recursos hídricos superficiais e subterrâneos são, por vezes, utilizados na descarga diária de poluentes orgânicos e inorgânicos. Com a necessidade de diminuir o efeito potencialmente perigoso que estas descargas têm para a saúde, recorre-se a processos físico-químicos e/ou biológicos no tratamento destas águas residuais.

Para que o tratamento da AR seja eficiente é necessário ter em atenção algumas das suas características físicas e químicas.

Dentro das características físicas salientam-se o conteúdo total em sólidos, a temperatura, o odor, a cor, a densidade e a turvação. Em relação às características químicas destacam-se a matéria orgânica, o pH, os gases dissolvidos e a matéria inorgânica presente na AR.

Conhecendo-se as características e o volume da AR a tratar, é possível identificar e escolher os processos de tratamento que melhor se adequam.

Em geral, há quatro fases de tratamento, que podem ou não ser todas utilizadas, atendendo às características da AR a tratar, o tratamento preliminar, o tratamento primário, o tratamento secundário e o tratamento terciário.

Na tabela 2-1 apresentam-se de uma forma sucinta os processos mais utilizados, assim como os resíduos produzidos em cada tipo de tratamento.

Tabela 2-1: Tipos de tratamento a que pode ser sujeita uma água residual

Tratamento	Tipo de processo	Operação unitária	Objectivo final	Resíduo
Preliminar	Físico	Gradagem	Remoção de partículas de grandes dimensões, areias e gordura	Partículas de grandes dimensões
		Desarenagem Desengorduramento Tamisagem		
Primário	Físico	Equalização Decantação Sedimentação	Remoção de partículas de menores dimensões e que se encontram em suspensão, remoção de matéria orgânica	Sólidos sedimentados (lamas).
	Químico	Neutralização Coagulação/floculação Precipitação Oxidação química		
Secundário	Biológico	Degradação por Lamas activadas	Diminuição da matéria orgânica	Lamas biológicas.
		Filtração (Filtros biológicos) Lagunagem		
Terciário	Físico	Adsorção (carvão activado) Filtração (Filtro de areia) Ultrafiltração	Refinar o tratamento	Lamas; Carvão activado Água da lavagem dos filtros.
	Químico	Coagulação Precipitação Desinfecção		

2.2. Processos de tratamento seleccionados no presente trabalho

As características apresentadas pelo efluente industrial a tratar no presente trabalho (tabela 1-1) e o objectivo específico de reintrodução da água tratada no processo sugeriram que fossem estudados, após um tratamento preliminar de remoção de partículas de grandes dimensões por gradagem, os tratamentos primário e secundário.

Para o tratamento primário testaram-se os processos físico-químicos de coagulação/floculação - decantação e de oxidação química.

Para o tratamento secundário, e tendo em conta o volume de efluente a tratar, foram seleccionados para estudo, o tratamento biológico por SBR (*sequencing batch reactor*) e o leito percolador.

Uma vez que para todos os tratamentos estudados há produção de lamas, estudou-se ainda o possível destino para estas.

Em seguida apresentar-se-á uma descrição mais detalhada dos processos que foram objecto de um estudo mais aprofundado, pois permitiram uma maior remoção dos poluentes presentes no efluente. Excluíram-se desta descrição os processos de oxidação química e de leito percolador, para os quais os resultados obtidos foram bastante piores, uma vez que não houve tempo para explorar outras condições de operação que pudessem, eventualmente, conduzir a melhores resultados.

2.3. Tratamento primário – Coagulação/Floculação

A coagulação surge, em Inglaterra em 1870, como um método de tratamento de águas residuais (Metcalf e Eddy 1995). A coagulação/floculação é utilizada para remoção da turvação, da cor, sólidos em suspensão, de fosfatos e metais pesados, para eliminar organismos patogénicos, bactérias, algas e substâncias responsáveis pelo cheiro e gosto (Soares, 2009).

Este tratamento consiste na adição de produtos químicos para alterar o estado físico dos sólidos dissolvidos e em suspensão, de forma a facilitar a sua remoção por sedimentação, podendo ocorrer a remoção da matéria orgânica e inorgânica dissolvida (Metcalf e Eddy, 1995, Cheremisinoff, 2002).

A coagulação está associada à aglutinação das partículas coloidais de modo a formarem aglomerados de maiores dimensões e a floculação origina partículas, denominadas flocos, de maior tamanho do que as formadas por aglomeração dos colóides (Alves, 2007).

Neste processo estão envolvidos fenómenos físicos e químicos. Os fenómenos químicos baseiam-se na formação de espécies hidrolisadas com carga positiva. Estas são formadas através das reacções que ocorrem entre a água e o coagulante. O pH e a concentração do coagulante interferem nesta reacção. Os fenómenos físicos consistem no transporte das espécies hidrolisadas que estarão em contacto com as impurezas presentes na água.²

A adição de compostos químicos, coagulante, tende a reduzir o potencial zeta até ao seu ponto crítico, ou seja, até ao ponto isoeléctrico da partícula coloidal, que corresponde à velocidade máxima do processo de coagulação. Desta forma é de extrema importância conhecer o potencial zeta que corresponde à diferença de potencial entre a parte imóvel da

² Informação retirada de <http://www.cepis.ops-oms.org/bvsatr/fulltext/tratamiento/manual/tomol/cuatro.pdf>, em 01/02/2010

camada dupla do coloide com a solução envolvente da partícula. A camada dupla é a combinação da camada de Stern, que é composta pelos iões presentes na camada que envolve o núcleo da partícula com os de carga oposta absorvidos por estes, com a camada difusa, que corresponde aos iões de carga oposta aos que não foram absorvidos. A adição de coagulante em excesso faz com que as partículas fiquem carregadas com sinal contrário ao inicial e podem voltar a dispersar-se no líquido, formando de novo uma suspensão estável (Morais, 2009, Soares, 2009).

A desestabilização dos colóides pode ocorrer segundo quatro fases, a compressão da camada difusa, a adsorção e neutralização da carga, a inclusão num precipitado e a adsorção e formação de pontes entre as partículas (Morais, 2009, Soares, 2009).

Quando há a compressão da camada dupla, pela adição de coagulante, isto implica uma diminuição das forças repulsivas, favorecendo o choque entre as partículas coloidais (Morais, 2009, Soares, 2009).

A neutralização da carga, ocorre devido à adsorção de iões de sinal contrário, o que diminuiu o potencial da camada de Stern (Morais, 2009, Soares, 2009).

A aglomeração das partículas é favorecida pela neutralização das cargas (Alves, 2007).

A adição de um coagulante, que gere precipitados com características gelatinosas, floculentas e amorfas, fará com que à medida que o precipitado sedimenta as partículas coloidais são arrastadas com ele, podendo assim ser removidas por sedimentação (Morais, 2009, Alves, 2007).

A formação de pontes entre partículas dá-se aquando da adição de polímeros orgânicos, os denominados polielectrólitos, como coagulantes. Normalmente obtêm-se melhores resultados quando se adicionam polímeros orgânicos aniónicos na desestabilização de partículas com a mesma carga eléctrica (Morais, 2009, Soares, 2009, Satterfield, 2005).

2.3.1. Factores que afectam a coagulação/floculação

Os factores que afectam a coagulação são a temperatura, o tamanho das partículas, o pH, a agitação e a dosagem e natureza do coagulante (Soares, 2009).

Temperatura

A diminuição da temperatura do efluente dificulta a distribuição uniforme do coagulante neste, tornando o processo de coagulação menos eficiente, deste modo, é necessário adicionar uma maior quantidade de coagulante. As condições de sedimentabilidade dos flocos são inferiores devido à maior densidade e viscosidade da água a temperaturas baixas

(Soares, 2009). Desta forma o processo de coagulação/floculação torna-se mais eficiente a temperaturas altas, pois há maior probabilidade de colisão entre as partículas.

Tamanho das partículas e nível de turvação

A turvação nas águas residuais e naturais é caracterizada pela distribuição de partículas de diferentes tamanhos. Assim, normalmente, para níveis de turvação mais elevados são necessárias, maiores dosagens de coagulante. No entanto, a relação entre o grau de turvação e a dosagem óptima de coagulante, poucas vezes é linearmente proporcional (Soares, 2009).

O coagulante adicional necessário é relativamente pouco quando a turvação é superior ao normal, devido à maior probabilidade de colisões entre partículas e à sua maior concentração na água. Inversamente, águas com baixa turvação podem ser de difícil coagulação, devido à dificuldade em induzir as colisões de partículas. Neste caso a formação de flocos é diminuta e em geral o tratamento é pouco efectivo (Soares, 2009).

pH

A gama de pH na qual ocorre o processo de coagulação/floculação pode ser o factor mais importante na eficiência do processo, deste modo, sempre que possível a coagulação deve decorrer na zona óptima de pH do agente coagulante. Quando isto não acontece, a eficiência do processo baixa, levando ao desperdício de reagentes a uma inferior qualidade na água final. Muitas vezes, a sobredosagem de coagulante é utilizada para que o processo decorra numa gama de pH óptima, uma vez que a adição da maioria dos coagulantes provoca uma diminuição do pH da solução (Soares, 2009).

Agitação

Geralmente, nos processos de coagulação/floculação são usados agitadores mecânicos que actuam em duas vertentes. Na adição dos agentes coagulantes é necessária uma agitação a velocidades altas para promover a distribuição do coagulante de maneira uniforme e desestabilização do sistema coloidal, seguida de uma agitação a velocidades baixas para permitir a agregação dos flocos. Na adição dos agentes floculantes, a agitação deve decorrer a velocidades baixas, pois pretende-se favorecer o aumento do tamanho e da densidade dos flocos, sem desagregar os existentes (Soares, 2009).

Idealmente, os períodos de agitação deverão ser os menores possíveis, sendo o correspondente à homogeneização e desestabilização do sistema coloidal geralmente muito inferior ao da agregação dos flocos (Soares, 2009).

Dosagem e natureza do coagulante

A utilização de um determinado coagulante/floculante influencia a quantidade de lamas produzidas no processo de tratamento de efluentes, o que poderá tornar os custos de produção elevados.

A dosagem de coagulante/floculante necessária para o tratamento de um efluente é de difícil determinação analítica, visto que, existem complexas inter-relações entre o coagulante/floculante químico e os diversos componentes presentes nos efluentes a serem tratados, sendo afectados pelos factores anteriormente referidos como o pH, a temperatura, a intensidade e a duração da mistura (Soares, 2009).

2.3.2. Tipos de coagulantes

A coagulação pode ser realizada com coagulantes inorgânicos e com polímeros orgânicos sintéticos ou polielectrólitos. Os mais comuns e os mais aplicados são os coagulantes inorgânicos destacando-se: (Metcalf e Eddy, 1995, Cheremisinoff, 2002, Morais, 2009)

- Sulfato de alumínio (alumina)
- Hidróxido de cálcio (cal)
- Sulfato ferroso e Hidróxido de cálcio
- Cloreto férrico
- Sulfato férrico e Hidróxido de cálcio

De seguida apresentam-se as condições de operação necessárias para a aplicação de cada um dos coagulantes mencionados anteriormente.

Sulfato de alumínio

O sulfato de alumínio, é provavelmente o coagulante mais utilizado, devendo-se ao baixo custo e à fácil obtenção deste composto (Soares, 2009).

A aplicação efectiva do sulfato de alumínio deve ser realizada para pH entre 5,5 e 8 (Cheremisinoff, 2002). Abaixo de um pH de 5,5 a alcalinidade da água é insuficiente para potenciar o sulfato de alumínio como agente coagulante, pois os iões formados são solúveis, não ocorrendo desta forma, a desejada precipitação de Al_2O_3 .

Quando o sulfato de alumínio é adicionado à água residual que contém alcalinidade sob a forma de bicarbonato de cálcio obtém-se o hidróxido de alumínio (Metcalf e Eddy, 1995, Morais, 2009). O hidróxido de alumínio insolúvel é um floco gelatinoso que sedimenta muito

lentamente através da água residual, arrastando os sólidos em suspensão. Salienta-se que se a alcalinidade for inferior a 4,5 mg/L, deverá ser adicionada cal viva (Metcalf e Eddy, 1995).

Hidróxido de cálcio (cal)

A cal, quando utilizada sozinha, deve ser adicionada em quantidade suficiente para que, esta, reaja com todo o ácido carbónico livre e com o presente nos bicarbonatos, para produzir o carbonato de cálcio que actuará como coagulante (Metcalf e Eddy, 1995).

Normalmente a quantidade de cal a adicionar, é maior quando é utilizada sozinha do que quando é adicionada com outro composto, como por exemplo o sulfato de ferroso (Metcalf e Eddy, 1995).

No caso das águas residuais industriais que possuem ácidos minerais ou sais de ácidos, estes devem ser neutralizados antes ocorra a precipitação (Metcalf e Eddy, 1995).

Sulfato ferroso

O sulfato ferroso, em muitos casos, não poderá ser adicionado sozinho, devendo ser adicionado um oxidante, ao mesmo tempo, para que se forme um precipitado o hidróxido de ferro. O oxigénio presente na água residual fará com que o hidróxido ferroso se oxide em hidróxido férrico originando assim o composto desejado (Metcalf e Eddy, 1995).

O floco originado pelo hidróxido de ferro insolúvel é idêntico ao formado pelo hidróxido de alumínio.

Uma vez que, a formação do hidróxido férrico depende da presença de oxigénio dissolvido, a reacção não poderá ser completa quando se está em presença de água séptica ou de águas residuais industriais com escassez em oxigénio. Nestes casos, o sulfato ferroso será substituído por sulfato férrico, cuja utilização evita a adição de cal e a necessidade da presença de oxigénio dissolvido.

O sulfato ferroso coagulante é mais eficiente para pH superior a 8,5 (Alves, 2007).

Sais de Ferro III

Dentro dos sais de ferro III destacam-se o cloreto férrico e o sulfato férrico. A aplicação destes sais é benéfica, pois as lamas produzidas no processo de clarificação podem ser descarregadas sem restrição.

O cloreto férrico é utilizado, em águas com cor, e em água macias, cujo teor de acidez impede a utilização do sulfato de alumínio. A sua fácil acessibilidade no mercado permite que seja um dos mais utilizados (Soares, 2009). A sua eficiência é maior para pH entre 4 e 8.

O sulfato férrico é mais utilizado do que o sulfato ferroso no tratamento primário de águas residuais domésticas e industriais, uma vez que este produz flocos de grandes

dimensões e densos, reduzindo assim o tempo de sedimentação. A sua aplicação deve ser realizada para pH entre 4 e 11 (Soares, 2009).

2.3.3. Escolha e eficácia do coagulante

A escolha do coagulante deve ser realizada de acordo com as características da água a tratar e na escolha deve-se ter atenção ao custo e à facilidade de obtenção do coagulante. A escolha do coagulante e da dose óptima é determinada experimentalmente, através de ensaios laboratoriais denominados de Jar-test.

A eficácia do coagulante depende de vários factores, tais como:

- Do ajuste de pH, este deve ser realizado de acordo com os intervalos de pH mais eficazes para cada tipo de coagulante: quando isto não acontece, produzem-se eficiências de coagulação/floculação baixas.

- Da dose de coagulante a adicionar, uma vez, que adição de excesso de coagulante poderá provocar a formação de excesso de flocos, impedindo assim, que estes tenham as dimensões correctas para uma óptima sedimentação.

- Do tempo de reacção, já que este influenciará a reacção e interacção entre as partículas presentes na água e o coagulante.

- Da agitação: como referido anteriormente, a adição dos agentes coagulantes inicia-se com agitação a velocidades altas que permitem promover a distribuição do coagulante de maneira uniforme e a desestabilização do sistema coloidal, seguida de uma agitação a velocidades baixas para permitir a agregação dos flocos.

2.3.3.1. Ensaio de tratabilidade (Jar-test)

O Jar-test é um teste piloto de simulação do processo de coagulação/floculação. Nestes testes são determinadas as condições óptimas de operação, que podem ser transportadas para o processo a nível industrial (Satterfield, 2005).

É através destes testes, que se obtêm, em laboratório, as doses óptimas de coagulante e de floculante, os valores de pH, o tempo e a potência de agitação necessários às condições óptimas de coagulação/floculação de um dado efluente. Nestes ensaios são utilizados uma série de gobelés, normalmente 6, com o mesmo volume de efluente a tratar, onde são administradas quantidades diferentes de coagulante. Em todos os gobelés, são aplicadas as mesmas condições de mistura e de sedimentação (Alves, 2007). No final comparam-se os resultados dos parâmetros que se pretende que sejam reduzidos.

Estes ensaios devem ser repetidos quando se efectuar uma mudança na instalação, por exemplo mudança de equipamentos, ou quando se pretende alterar o coagulante. A optimização do processo de coagulação/floculação é a chave para um processo mais eficiente (Satterfield, 2005).

2.4. Tratamento secundário - reactor sequencial por partidas (RSP)

Por ser um processo natural, o tratamento biológico, constitui um tratamento particularmente adequado ao meio ambiente, com um custo relativamente baixo (Lima e Mota, 2003).

Das várias tecnologias que o tratamento biológico pode utilizar, destaca-se o sistema aeróbio por biomassa suspensa, lamas activadas, sendo um dos processos mais aplicados no tratamento de águas residuais. Dentro dos sistemas baseados na tecnologia de lamas activadas inclui-se o reactor sequencial por partidas (sistema *sequencing batch reactor* (SBR)).

O tratamento biológico por reactor sequencial por partidas, é utilizado na oxidação da matéria orgânica e na redução de nutrientes como o azoto e o fósforo (Metcalf e Eddy, 1995, Kargi e Uygur, 2002). Neste processo a biomassa responsável pela degradação da matéria orgânica é mantida em suspensão através de arejamento.

O funcionamento do RSP baseia-se em cinco etapas que ocorrem de forma sequencial: alimentação, reacção, sedimentação, extracção e fase inactivado, decorrendo todo o ciclo, normalmente, no mesmo reactor (Metcalf e Eddy, 1995, Kargi e Uygur, 2002, Chang e Hao, 1996).

Na figura 2-1 apresenta-se a representação esquemática do ciclo de processo biológico por RSP.

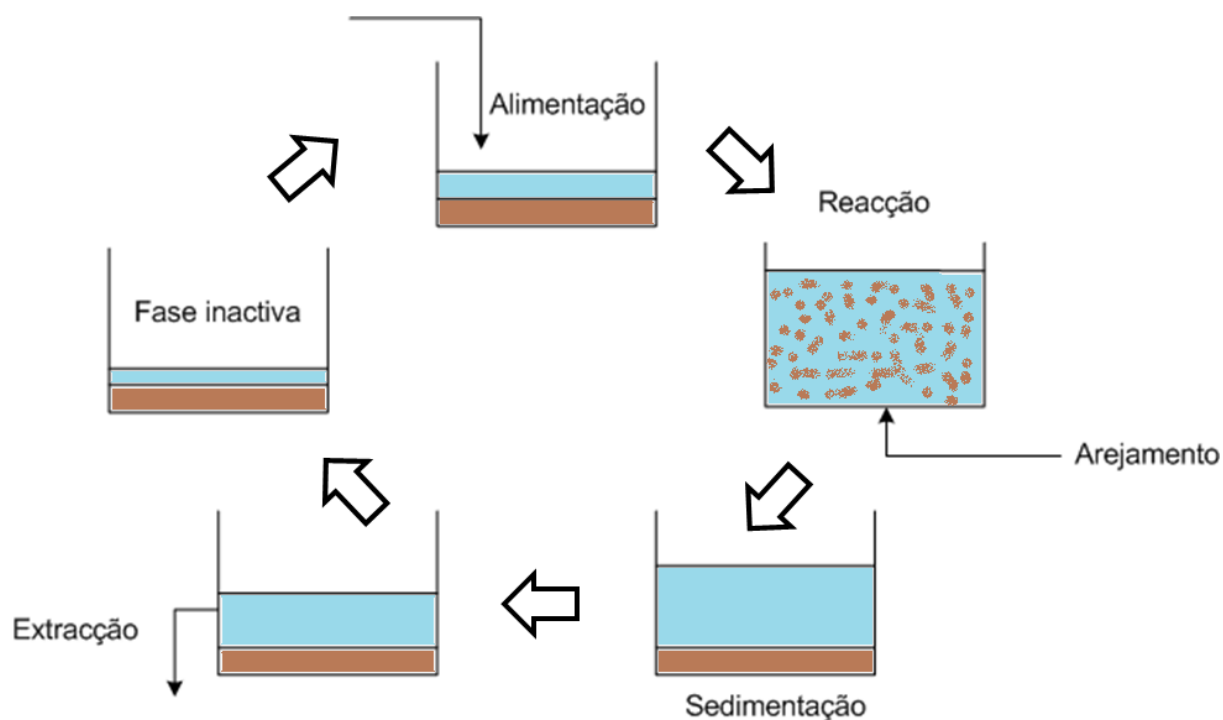


Figura 2-1: Representação esquemática do ciclo de tratamento por RSP³

Na tabela 2-2, apresenta-se uma breve descrição de cada uma das etapas do ciclo de tratamento biológico por RSP.

³ Imagem adaptada de <http://www.epa.gov/nrmrl/pubs/625r00008/html/html/tfs3.htm>, retirada em 14/06/2010

Tabela 2-2: Breve descrição das etapas do processo de RSP (“reactor sequencial por partidas”)

Etapa	Descrição da etapa
Alimentação	Tem como objectivo adicionar a água residual à biomassa presente no reactor pode existir ou não arejamento (Metcalf e Eddy, 1995).
Reacção	Esta etapa permite que as reacções iniciadas na fase anterior se completem. Nesta etapa há arejamento (Metcalf e Eddy, 1995).
Sedimentação	Permite a separação dos sólidos da água de forma a se obter o clarificado, para tal o reactor encontra-se em total repouso, deve-se assim evitar a entrada e a saída de líquido para que não haja turbulência na matéria depositada (Metcalf e Eddy, 1995). A sedimentação neste processo é mais eficaz do que no processo contínuo, uma vez, que o sistema está em repouso (Mesquita, 2006).
Extracção	Objectivo desta etapa é extrair o clarificado obtido na etapa anterior. Tal como na sedimentação, nesta, não há arejamento (Metcalf e Eddy, 1995). Esta etapa não deve ser demasiado longa para que não ocorra a lavagem de microrganismos, alterando assim a produtividade do sistema (Mesquita, 2006).
Fase inactiva	Nesta etapa pode ocorrer a purga de lamas (Metcalf e Eddy, 1995).

A principal vantagem deste processo é a utilização de um único reactor sendo ajustável às diferentes durações de cada etapa, permitindo assim, um eficiente tratamento, independentemente do objectivo final. No caso de o processo não ser monitorizado em linha é necessário fixar a duração de cada fase, tendo atenção à razão entre a eficiência e o número de ciclos diários. Relativamente ao processo convencional de lamas activadas o SBR tem menores custos de manutenção, necessita menor área para a instalação e menos equipamento de processo, uma vez que apenas se utiliza um tanque para todas as etapas de operação, no sistema convencional é necessário um tanque e um decantador (Mesquita, 2006).

Este sistema, ao contrário do processo convencional de lamas activadas, não necessita de recirculação de lamas, uma vez que o arejamento e a sedimentação ocorrem no mesmo reactor, não havendo perda de lamas. Porém, é necessário fazer a purga das lamas, a frequência desta depende do rendimento pretendido e do crescimento da biomassa. A purga

de lamas apenas pode ser realizada na fase de sedimentação ou na fase inactiva (Metcalf e Eddy, 1995).

As desvantagens deste processo, são idênticas às do processo de lamas activadas: aparecimento de espumas (*foaming*) que dificultam a separação da biomassa do efluente clarificado; o *bulking sludge* que se deve ao excessivo crescimento de bactérias filamentosas e tem como consequência a má sedimentação das lamas. Com o aparecimento do *bulking* podem surgir outros problemas tais como o aumento da carência química de oxigénio e de sólidos no efluente final, e a diminuição de sólidos na lama espessada, para além da sobrecarga hidráulica na fase de tratamento de sólidos (Metcalf e Eddy, 1995).

Mota e Brito (1999) estudaram a aplicabilidade do SBR no tratamento secundário de um efluente da indústria química, indústria de colas, após a coagulação/floculação. O estudo foi efectuado sem a adição de nutrientes e de efluente doméstico. O ciclo de operação utilizado foi de 10 minutos para a fase de alimentação, de 21 a 22 horas para a reacção, a fase de sedimentação teve a duração de 2 horas e a descarga de 10 minutos. No final do estudo, Mota e Brito (1999) concluíram que para CQO de entrada entre 1500 e 2000 mg/L O₂ obteve-se uma eficiência de remoção de CQO entre 60 e 70%. Observou-se ainda que não era necessário o tempo de reacção de 21 a 22 horas, uma vez que no final de 10 horas já se obtinha uma redução de 65% de CQO. Concluíram assim, que este processo era eficiente como tratamento secundário do efluente considerado.

O processo biológico pode ser complementado com a adição de carvão activado em pó. Segundo Metcalf e Eddy (1995), a adição do carvão tem várias vantagens, dentro das quais se destacam: aumentar a estabilidade do sistema mesmo quando sujeito a cargas de choque, melhorar a sedimentabilidade das lamas, permitir a eliminação da cor e a redução de outros contaminantes, contribuindo para a diminuição ou redução do efeito inibidor de compostos tóxicos no processo de degradação biológica. As quantidades típicas de carvão a adicionar por litro de efluente a tratar variam entre 20 e 200 mg. A melhoria da eficiência de remoção de carga orgânica observada para idades elevadas de lamas baseia-se em vários aspectos: na maior biodegradabilidade conseguida pelo decréscimo de toxicidade; na degradação de substâncias que dificilmente se degradariam biologicamente, mas que assim dispõem de maior área de contacto e tempo de exposição à biomassa (pelo suporte adicional da biomassa nas partículas de carvão); na substituição de compostos de baixo peso molecular por compostos com maior peso molecular melhorando a eficácia de adsorção e diminuindo a toxicidade (Metcalf e Eddy, 1995).

2.5. Tratamento de lamas

Em qualquer sistema de tratamento de águas residuais existe o problema da desidratação, transporte, deposição e manuseamento das lamas resultantes do processo. Por este motivo é necessário proceder à redução do volume destas. O processo mais utilizado para redução do volume de lamas é a desidratação. Esta pode ser feita por meio do seguinte equipamento: filtro de bandas, filtro de prensa, centrífugas, filtro de vácuo, ou por gravidade: leitos de secagem. Os sistemas mecânicos são mais utilizados quando há pouco espaço disponível. Por sua vez os leitos de secagem são utilizados quando não há problemas de espaço.

Os leitos de secagem são o método mais económico e o mais utilizado no tratamento de lamas provenientes de estações de tratamento de pequenas e médias dimensões de efluentes domésticos ou industriais (Ramalho, 1996).

Este processo, para além de representar um custo inicial menor, tem um baixo consumo de energia e é pouco sensível à variação das características das lamas. Os principais inconvenientes são: a necessidade de grandes superfícies, a necessidade de estabilização das lamas, o facto de o seu dimensionamento depender fortemente das condições climatéricas e ser necessária mão-de-obra para a remoção das lamas (Metcalf e Eddy, 1995).

A estabilização das lamas pode ser conseguida segundo dois processos, a estabilização química que implica a adição de cal (1 kg de cal por 3 por kg de lamas secas), ou a estabilização biológica, podendo esta ocorrer na presença ou ausência de oxigénio (Levy, s.d.).

Os leitos de secagem, podem dividir-se em leitos de secagem de areia, leitos de secagem pavimentados e leitos de secagem por vácuo (Metcalf e Eddy, 1995).

Nos leitos de secagem de areia na secagem de lamas estão presentes dois mecanismos: a drenagem da água através do leito e a evaporação da água. O mecanismo de drenagem pode remover cerca de 20 a 55% do teor de água, sendo esta percentagem influenciada pelo teor inicial de sólidos e das suas características. Este processo pode demorar entre 1 e 3 dias, resultando uma concentração de sólidos entre 15 a 25%. A evaporação da água é mais lenta do que a drenagem e depende da temperatura, da humidade relativa e da velocidade do ar. Condições atmosféricas adversas, nomeadamente muita pluviosidade, são prejudiciais a este tipo de sistema (Ramalho, 1996).

Os leitos de secagem contêm normalmente duas ou três camadas de areia com diferentes granulometrias, devendo, estas ter no total entre 20 e 30 centímetros de espessura. A areia utilizada neste processo deve ter um coeficiente de uniformidade inferior

a 4,0 e um tamanho efectivo entre 0,3 e 0,75 mm (Metcalf e Eddy, 1995). Sob a camada de areia devem existir tubos de drenagem, com cerca de 10 cm de diâmetro interno, que captam a água e a conduzem ao processo de tratamento. O tempo de secagem, isto é desde a deposição das lamas no leito até à sua recolha varia entre 20 e 75 dias, dependendo das características da lama (Ramalho, 1996).

3. Estudo experimental do tratamento do efluente

Neste capítulo apresentam-se os resultados experimentais dos ensaios efectuados de coagulação/floculação e do tratamento biológico por SBR, uma vez que foram estes que permitiram a maior remoção da carga poluente.

Os resultados que completam o estudo efectuado destes processos encontram-se nos Anexos A e B respectivamente.

Os resultados dos demais processos testados, como a oxidação química com Reagente de Fenton e o tratamento biológico por leito percolador, encontram-se respectivamente nos Anexos C e D.

O estudo experimental foi efectuado a partir de amostras de efluente real, recolhido na Empresa em diferentes datas, ao longo do período de realização deste trabalho. As gamas de valores dos parâmetros que caracterizam este efluente, encontram-se na tabela 1-1.

3.1. Ensaios de coagulação/floculação

O objectivo deste estudo foi identificar as condições óptimas de operação (pH, velocidades e tempos de agitação, dosagens dos coagulantes e tempo de sedimentação) e seleccionar os agentes de coagulação/floculação mais eficazes, de entre os mais utilizados habitualmente. Um estudo prévio que a Swedwood tinha solicitado, antes do início, deste trabalho indicava que a utilização de uma base forte (soda cáustica) agia sobre a suspensão (efluente da fábrica) promovendo por si só a formação e separação de flocos. Por essa razão, testaram-se como agentes de coagulação/floculação, numa primeira fase, o hidróxido de sódio (soda cáustica - NaOH) e a cal (hidróxido de cálcio – Ca(OH)₂). Posteriormente, estudou-se a influencia da adição de cloreto férrico (FeCl₃) e de sulfato de alumínio (Al₂(SO₄)₃), juntamente com a cal.

3.1.1. Descrição experimental

Os ensaios de coagulação/floculação foram realizados no Laboratório de Tecnologia Química – Professora Doutora Lídia Vasconcelos, do Departamento de Engenharia Química do ISEP e, na sua maioria no equipamento Jar-Test disponível. Este equipamento dispõe de seis posições de agitação, com possibilidade de regulação da respectiva velocidade permitindo a utilização simultânea de seis gobelés em que se coloca o efluente em estudo. Desta forma é possível avaliar em paralelo diferentes dosagens ou diferentes agentes de coagulação/floculação.

Exceptuando-se os ensaios de coagulação/floculação em que foi adicionado sulfato de alumínio, todos os outros foram realizados, de acordo com ASTM, 1992, com agitação inicial rápida de 200 rpm durante 1 minuto, seguida de agitação lenta a 50 rpm durante 10 minutos. Os ensaios com a adição de sulfato de alumínio foram realizados com agitação inicial de 120 rpm durante 3 minutos, onde se adicionada a cal, seguida de agitação a 50 rpm durante 10 minutos, onde se adicionou o sulfato de alumínio, este procedimento foi adaptado de ASTM, 1992, pretendeu-se com esta alteração promover a melhor homogeneização possível inicialmente da cal.

Todos os ensaios realizados foram efectuados à temperatura ambiente, entre 18 e 22°C (entre Fevereiro e Abril de 2010). No local onde poderá ser aplicado o tratamento as temperaturas habituais não são muito diferentes daquelas e não existe uma variação significativa da temperatura ambiente, justificando que não se tenha controlado a temperatura à qual se realizaram os ensaios.

Os parâmetros seleccionados para a avaliação da eficiência do tratamento de coagulação/floculação foram CQO, SST e pH. Para esse efeito, foram medidos estes parâmetros no efluente a tratar e no clarificado obtido após o tratamento. Os métodos analíticos usados para a determinação destes parâmetros indicam-se na tabela 3-1, encontram-se em conformidade com os métodos de referência indicados no Decreto-Lei 236/98.

Tabela 3-1: Métodos analíticos utilizados na análise dos parâmetros estudados

Parâmetro	Método analítico	Unidades
CQO	Método colorimétrico (Refluxo Fechado)	mg/L O ₂
pH	Método potenciométrico	Escala de Sørensen, 25°C
SST	Método gravimétrico	mg/L

Durante a primeira fase experimental e no sentido de minimizar o número de ensaios a realizar, elaborou-se um plano factorial escolhendo-se como variáveis a concentração e o volume do reagente a adicionar, para cada um dos dois agentes de coagulação/floculação em estudo nesta fase: hidróxido de sódio e cal. Verificou-se contudo que as restrições que este tipo de planificação impunha impediram tirar partido deste método em tempo útil, face à multiplicidade de variáveis que podiam influenciar o processo (e das respectivas gamas de valores possíveis). Na fase em que esta metodologia foi testada, verificou-se ser muito difícil o enquadramento do óptimo por esta via. Os resultados obtidos nos ensaios realizados de acordo com o plano factorial estabelecido encontram-se no Anexo E.

3.1.2. Resultados principais

Nesta secção apresentam-se os resultados dos ensaios de coagulação/floculação realizados com diferentes agentes de coagulação/floculação, que permitiram a melhor remoção da carga poluente.

3.1.2.1. Ensaio realizados com hidróxido de sódio e cal

Como foi referido anteriormente, nesta primeira fase estudou-se a aplicabilidade de cada um dos agentes de coagulação/floculação, hidróxido de sódio e cal.

O estudo da aplicabilidade destes coagulantes/floculantes iniciou-se com a pesquisa da dose óptima de coagulante a adicionar. A agitação imposta nestes ensaios seguiu o procedimento referido no ponto 3.1.1..

Salienta-se ainda que foram realizados réplicas de todos os ensaios. A totalidade dos resultados obtidos encontra-se no Anexo A, nos pontos A.1 e A.2, respectivamente para o hidróxido de sódio e para a cal. A discussão dos resultados que se apresenta seguidamente refere-se apenas aos ensaios que permitiram a formação de flocos.

A suspensão de cal utilizada foi obtida através da suspensão de cal comercializada e fornecida pela Quimitécnica, Neutrolac 300. Nesta secção apresentam-se os valores que permitiram a maior percentagem de remoção de CQO (nas duas réplicas), apenas as dosagens que permitiram a melhor remoção da carga poluente.

Na tabela 3-2, apresentam-se os resultados obtidos dos ensaios realizados que permitiram a melhor remoção da carga poluente, na adição do NaOH e da cal. O efluente utilizado nestes ensaios tem uma carga poluente de 24593 mg/L O₂ para a CQO e 4,18 para o pH.

Tabela 3-2: Valores obtidos que permitiram a melhor remoção da carga poluente
(CQO_{inicial} = 24593 mg/L O₂ e pH_{inicial} = 4,18)

Produto	mg/L _{efluente}	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)	%remoção de CQO
NaOH	360	9,13	2984	87,9
	480	9,14	3004	87,8
	720	7,74	2515	89,8
Cal	840	9,29	2688	89,1
	1440	9,37	2624	89,3

Da análise da tabela 3-2, e atendendo às características iniciais do efluente, verifica-se que a adição de cal é um pouco mais eficaz na remoção da carga poluente. Da mesma análise verifica-se que os valores finais dos parâmetros em estudo nos clarificados se encontram bastante próximos, não sendo possível afirmar que há uma dose

significativamente melhor, para cada uma das bases utilizadas. Contudo, quer para o hidróxido de sódio quer para a cal, observa-se que os melhores resultados de CQO e pH foram obtidos com a adição de uma dose de 360 mg/L_{efluente} e 720 mg/L_{efluente}, respectivamente.

Apesar da remoção da carga poluente ser bastante satisfatória os valores finais de CQO não permitem a descarga em meio hídrico do clarificado obtido nem a sua reintrodução no processo fabril.

Como se pode perceber a metodologia adoptada e descrita anteriormente não pode por si só e com um número limitado de ensaios identificar as melhores condições de operação. Por outro lado houve observações visuais durante a execução dos ensaios que sugeriram testes suplementares para diferentes condições de operação. Estas observações indicaram que para pH superior a 7 já se formavam flocos. Pensa-se que, no caso presente, este fenómeno está intimamente relacionado com a desestabilização da dispersão aquosa de resíduos de cola (efluente em causa), conseguida pela simples alteração do pH. Tendo ainda em mente o objectivo de poder vir a obter um clarificado com um valor de pH tão próximo quanto possível de pH neutro, estudou-se o efeito de pH no intervalo entre 7 e 9. Os resultados destes ensaios suplementares encontram-se no Anexo A no ponto A.3..

Na tabela 3-3 apresentam-se os valores que permitem a maior percentagem de remoção de CQO no clarificado obtido, para as condições de operação que permitiram a melhor remoção da carga poluente. O efluente em estudo apresentava uma CQO de 23240 mg/L O₂ e pH de 4,26.

Tabela 3-3: Caracterização dos clarificados no ensaio para pH final entre 7 e 9, para o NaOH e para a cal (CQO_{inicial} = 23240 mg/L O₂ e pH_{inicial} = 4,26)

Produtos	mg/L _{efluente}	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)	% Remoção de CQO
NaOH	188	7,18	2207	90,6
	224	8,79	2287	90,2
Cal	224	7,77	2313	90,1
	248	8,75	2303	90,2

Não se observam diferenças muito significativas nos valores finais de CQO, para as condições testadas nestes ensaios. Observa-se ainda que com as doses de NaOH ou cal utilizadas nestes ensaios (tabela 3-3), inferiores às utilizadas no primeiro conjunto de ensaios (tabelas 3-2), se obtiveram melhores resultados para os valores finais de CQO nos clarificados, com a vantagem adicional de obter valores de pH mais baixos.

Os resultados apresentados até aqui confirmam a eficácia da soda cáustica no processo de coagulação/floculação do efluente em estudo. Os resultados obtidos com a cal foram

idênticos. Salienta-se que o estudo do NaOH como coagulante, apesar de este não ser referido como tal na literatura, deve-se às conclusões obtidas no estudo prévio de que a Swedwood já dispunha. Como se referiu anteriormente, observou-se realmente no presente trabalho que pelo simples acerto de pH para valores superiores a 7 ocorria a desestabilização da dispersão aquosa e conseqüentemente a formação de flocos.

Há contudo várias razões que fazem da cal uma melhor escolha. A soda cáustica é um produto corrosivo, com restrições elevadas a nível de segurança e manuseamento e menos atractiva em termos de custo.

Por isso, e não havendo vantagens que pudessem justificar a utilização de NaOH, este composto foi excluído do estudo posterior de tratamento do efluente.

Não estando os valores de CQO dos clarificados obtidos dentro dos limites exigidos para descarga no meio hídrico ou aconselháveis para a reutilização no processo, havia a necessidade de prosseguir o estudo, testando outras formas de melhorar o tratamento.

Assim, procedeu-se ao estudo de adjuvantes de coagulação/floculação habitualmente utilizados: o cloreto férrico e o sulfato de alumínio.

3.1.2.2. Ensaios com cloreto férrico

Nesta segunda fase foi estudada a aplicação do cloreto férrico. Segundo a literatura (Alves, 2007), a gama óptima de pH, para a actuação do cloreto férrico, é entre 4 e 8.

Num primeiro ensaio, como o pH do efluente era superior a 4, de 4,2, não se procedeu ao acerto do pH. A adição de dosagens crescentes até 2400 mg/L_{efluente} solução de FeCl₃ não provocou a formação de flocos.

De seguida, realizou-se um segundo ensaio em que o pH foi acertado, com cal, para valores próximos de 7. Com a adição posterior de cloreto férrico não se observou a permanência de flocos.

Um terceiro ensaio foi realizado, com um pH ajustado com cal para valores entre 9 e 11, seguindo-se a adição de cloreto férrico até um valor de pH próximo de 7. Deste ensaio resultou a formação de flocos persistentes, podendo-se separar e analisar o clarificado. Obtiveram-se os resultados apresentados na tabela 3-4. A característica inicial do efluente é de 23420 mg/L O₂ para a CQO.

Tabela 3-4: Caracterização do clarificado obtido no ensaio efectuado com cloreto férrico

Produto	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)	% remoção de CQO	pH	pH _{clarificado}
FeCl ₃	2754	88,2	9,80	7,59
	3745	84,0	11,49	7,37

Neste terceiro ensaio, o clarificado obtido apresentava uma cor amarela intensa, devido à presença de ferro. Por este motivo e não se tendo observado valores mais baixos de CQO, excluiu-se o cloreto férrico.

3.1.2.3. Ensaio com sulfato de alumínio

Os ensaios com sulfato de alumínio foram realizados com adição de cal seguida da adição do sulfato de alumínio. Esta metodologia foi adoptada, uma vez que o pH óptimo para a utilização do sulfato de alumínio se encontra entre 5,5 e 8 (Cheremisinoff, 2002).

Nestes ensaios foram estudadas diferentes dosagens de cal viva (300, 400, 500 mg_{cal}/L_{efluente}), com a adição do sulfato de alumínio de concentração 10% p/p. Nesta secção apenas se apresentam os resultados que levaram à melhor remoção da carga poluente. Os restantes encontram-se no Anexo A, ponto A.5.. A evolução do trabalho experimental mostrou que o erro associado à determinação da CQO era significativo. Nos ensaios descritos até aqui não foi mesmo possível obter valores fiáveis de SST dos clarificados, por gravimetria. Por essa razão e desde que o volume disponível de efluente real o permitisse, foi decidido que deveria ser utilizado o maior volume possível de efluente, de forma a minimizar aqueles erros, tornar os resultados mais representativos e permitir a análise gravimétrica dos SST.

A melhor remoção da carga poluente foi obtida com a adição de 500 mg_{cal}/L_{efluente}, e estes resultados encontram-se na tabela 3-5. O efluente industrial utilizado neste ensaio apresentava os seguintes valores: CQO de 38200 mg/L O₂, SST de 12500 mg/L e pH de 4,30.

Tabela 3-5: Caracterização do clarificado obtido no estudo da adição de sulfato de alumínio
(CQO_{inicial} = 38200 mg/L O₂, SST_{inicial} = 12500 mg/L e pH_{inicial} = 4,30)

Gobelé	mg _{Al₂(SO₄)₃} /L _{effluente}	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)	% remoção de CQO	SST _{clarificado} (mg/L)
1	0	9,58	3255	91,5%	180
2	133	9,07			
3	267	8,33			
4	400	7,60	2974	92,2%	80
5	533	8,47			
6	667	8,50			

Neste ensaio foram caracterizados os clarificados com maior remoção da turvação, uma vez que esta está directamente relacionada com a diminuição dos sólidos suspensos e da CQO.

Da análise da tabela verifica-se que a adição do sulfato de alumínio melhora os resultados, relativamente à adição de apenas cal.

Assim concluiu-se que a adição conjunta de uma dose de cal de 500 mg_{cal}/L_{effluente} com uma dose de 400 mg_{Al₂(SO₄)₃}/L_{effluente} permite a melhor redução da carga poluente, mesmo assim não permite que este seja descarregado no meio hídrico, nem reintroduzido no processo fabril. Apesar de a diferença em termos da percentagem de remoção da CQO não parecer significativa, o valor final da concentração de SST no clarificado é significativamente mais baixo (80 mg/L) quando se adicionam os dois compostos. Observou-se durante o ensaio que os flocos formados com a adição complementar de sulfato de alumínio apresentavam dimensões superiores conduzindo também a tempos de sedimentação mais baixos.

3.1.3. Conclusões

Da observação de todos os resultados pode concluir-se que o processo de coagulação/floculação é eficiente na redução dos valores dos parâmetros em estudo (CQO e SST). Contudo não satisfaz ainda os objectivos pretendidos: a reutilização no processo fabril ou a descarga em meio hídrico.

Na tabela 3-6, mostram-se as gamas de valores de CQO, pH e SST iniciais, correspondentes ao efluente industrial tratado a ser por coagulação/floculação com cal e sulfato de alumínio e as gamas de valores de CQO, pH, SST e CBO₅ dos clarificados obtidos por coagulação/floculação que viriam a constituir o afluente do processo seguinte (tratamento biológico por SBR). Encontram-se ainda nesta tabela os respectivos valores

limites de emissão (V.L.E.), impostos pelo Decreto-Lei nº 236/98, para descarga no meio hídrico.

Tabela 3-6: Gama de valores dos parâmetros analisados após tratamento coagulação/floculação

Parâmetros	Valor inicial	Valor após coagulação/floculação	V.L.E.
CQO (mg/L O ₂)	23420 - 36027	2425 - 3121	150
pH (Escala de Sörensen, 25°C)	4,18 - 4,25	6,59 - 7,91	6,0-9,0
SST (mg/L)	12300 - 12500	80 - 200	60
CBO ₅ (mg/L O ₂)	(*)	320- 400	40

(*) Não foi possível medir a CBO₅, pensa-se que devido à elevada carga poluente, que inibia os microrganismos presentes na determinação da CBO₅.

Da análise da tabela 3-6 verifica-se que os valores de sólidos em suspensão e CQO encontram-se acima dos valores permitidos por lei para a descarga no meio hídrico. Para além disto o clarificado apresenta o cheiro característico a cola, o que indicia poderem estar presentes compostos orgânicos voláteis (COV's). Supõe-se ainda que possam estar presentes tensioactivos. Estes compostos não foram analisados, uma vez que não se dispunha do tempo necessário para validar as metodologias analíticas requeridas e efectuar estas análises. A reutilização deste clarificado no processo poderá provocar um efeito de concentração quer dos sólidos, quer da CQO, assim como dos compostos voláteis presentes, o que poderá ser prejudicial para o operador e para o equipamento do processo onde se pretende reutilizar o efluente. Para além disto o efeito de concentração poderá prejudicar e dificultar o tratamento do efluente.

Desta forma procedeu-se ao estudo de um segundo tratamento, para melhorar as características do clarificado de forma a poder reintroduzi-lo no processo, ou se de todo não for possível pelo menos apresentar valores que permitam a sua descarga no meio hídrico.

3.2. Tratamento biológico

Os processos de tratamento biológico estudados foram o *Sequencing Batch Reactor* (SBR) e o leito percolador. Como o tratamento por SBR mostrou ser o mais eficiente, apenas se apresentam neste capítulo os principais resultados obtidos com este processo. Os resultados restantes encontram-se no Anexo B. Os resultados referentes ao leito percolador encontram-se no Anexo D.

3.2.1. Descrição experimental

O ciclo de operação adoptado, no tratamento biológico por SBR, consistiu: cerca de 23 horas para a reacção, de 30 minutos para sedimentação, 10 minutos para a extracção e de 10 minutos para a alimentação de efluente novo. Neste estudo utilizaram-se 2 gobelés de 2 litros (reactor 1 e reactor 2). Inicialmente, em cada gobelé, foi colocado um litro de licor misto composto por 400 mL de lamas biológicas, provenientes da ETAR de Parada, 400 mL de água e 200 mL de clarificado obtido por tratamento de coagulação/floculação com cal e sulfato de alumínio do efluente industrial. Todos os dias retiravam-se 100 mL do sobrenadante, após decantação, e adicionavam-se 100 mL de novo clarificado. No reactor 2 foi adicionado carvão activado ao licor misto. O arejamento do licor, em ambos os reactores, foi feito através de bombas difusoras que, simultaneamente, promoviam o efeito de mistura e homogeneização do licor. O procedimento adoptado foi o descrito por Mota e Brito (1999) sofrendo as adaptações necessárias ao volume utilizado. O ensaio decorreu entre 25 de Maio e 27 de Julho de 2010.

Ao longo do tempo, em ambos os reactores, verificou-se alguma perda do licor misto devido à evaporação. Nos dias em que isso ocorreu, foi adicionado um volume maior de clarificado de forma a manter o volume final do licor misto de 1 litro.

Quer no reactor 1, quer no reactor 2, o processo iniciou-se sem adição de nutrientes nem de efluente doméstico, pois de acordo com dois ensaios realizados anteriormente (Anexo B), esta adição parecia não ser necessária. No entanto, e como se justifica mais à frente, a introdução de nutrientes revelou-se necessária e foi feita a partir do 16º dia do ensaio.

Os parâmetros analisados neste processo e os respectivos métodos de análise encontram-se na tabela 3-7.

Tabela 3-7: Parâmetros e respectivos métodos de análise, no tratamento biológico

Parâmetro	Método analítico	Unidades
CQO	Método colorimétrico (Refluxo fechado)	mg/L O ₂
CBO ₅	Método respirométrico manométrico	mg/L O ₂
SST	Método gravimétrico	mg/L
SSV	Método gravimétrico	mg/L
pH	Método potenciométrico	Escala de Sørensen, 25°C
Alcalinidade	Titulação volumétrica	mg/L CaCO ₃
Fósforo	Método colorimétrico (ácido ascórbico,)	mg/L P
Azoto Kjeldahl	Digestão em meio ácido, destilação e titulação volumétrica	mg/L N
Azoto	Método de redução do cádmio	mg/L N

Os métodos utilizados estão de acordo com os indicados no Decreto-Lei 236-98. O procedimento experimental dos métodos indicados encontra-se no *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1998)*.

O clarificado utilizado neste processo, que provém do tratamento de coagulação/floculação, apresenta as características apresentadas na tabela 3-8.

Tabela 3-8: Caracterização do clarificado utilizado no tratamento biológico

Parâmetros	Gama de valores
pH	6,59-7,91
SST (mg/L)	80-200
SSV (mg/L)	63-120
CQO (mg/L O ₂)	2425- 3121
CBO ₅ (mg/L O ₂)	320-400
Azoto (mg/L N)	8,4 - 9
Fósforo (mg/L P)	0,92 - 1
Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)	45

3.2.2. Resultados principais

A figura 3-1 mostra a evolução da CQO no reactor 1 e no reactor 2 com o tempo e a comparação destes valores com o V.L.E. (150 mg/L O₂).

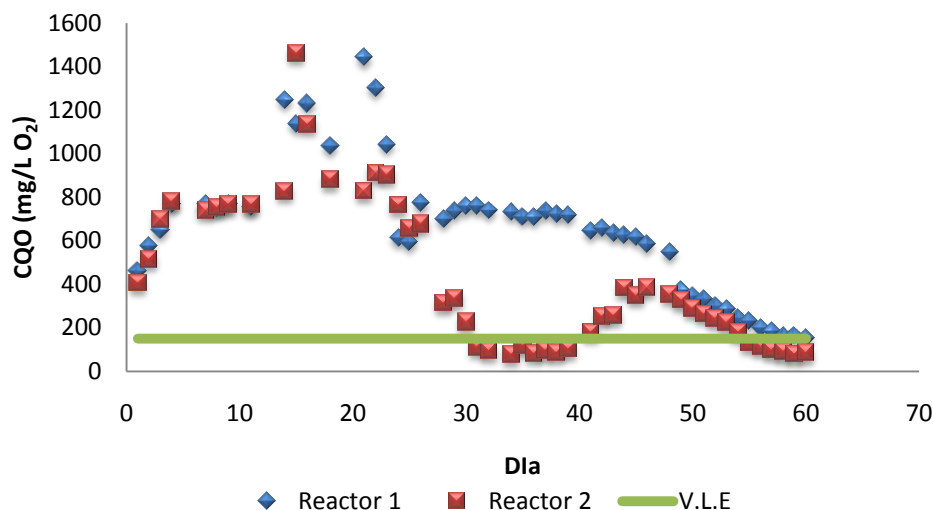


Figura 3-1: Comparação da evolução temporal da CQO do reactor 1 com o reactor 2

Como foi referido anteriormente o reactor 1 continha, inicialmente, o licor misto e o reactor 2 para além do licor misto continha carvão activado. No reactor 1 foi realizada a adição de carvão ao 48º dia. Pensa-se que a adição de carvão permitiu a adsorção de substâncias presentes no clarificado que pudessem inibir a actividade microbiológica e serviu, também, como suporte aos microrganismos presentes na biomassa.

Em ambos os reactores, no arranque do processo verificou-se a formação de espumas, existindo, ao longo do ensaio, alguma dificuldade em controlá-las, apesar da adição de anti-espuma (octanol). Esta viria a desaparecer ao 23º dia.

Para além da formação de espumas, uma das maiores dificuldades encontradas na execução deste ensaio experimental, foi a realização da decantação, pois nos primeiros dias o clarificado obtido continha alguma turvação e sólidos em suspensão. Notou-se que a diminuição da turvação corresponde à melhor eficiência de decantação, e consequentemente à diminuição da CQO.

Da análise da figura 3-1 verifica-se que ambos os reactores apresentam uma evolução inicial semelhante (até ao 15º dia). O aumento inicial da CQO ocorre, pois o clarificado inicial (afluente) encontrava-se diluído (400 mL de água e 200 mL de afluente), as adições de 100 mL de clarificado novo todos os dias, permitiu a diminuição do factor de diluição, e consequentemente o aumento da CQO. De acordo com a figura os valores de CQO obtidos, até ao 15º dia de trabalho, não se encontram de acordo com os objectivos pretendidos (V.L.E.). Por este motivo no 16º dia foi adicionado alimento (hidrogenofosfato de amónio). Após adição de alimento, no reactor 1 a CQO diminuiu até valores constantes acima do V.L.E. e no reactor 2, a CQO estabiliza para valores abaixo do V.L.E. A subida posterior (por volta do 40º dia) de CQO, para valores acima de 150 mg/L O₂ (V.L.E.) no reactor 2 ocorreu possivelmente devido ao aumento de temperatura e ao aparecimento de larvas de insectos

no reactor. Após o desaparecimento natural destas larvas, a CQO volta para valores abaixo do VLE. A CQO no clarificado retirado do reactor 1, após adição de 100 mg/L de carvão activado (48º dia), acompanha a tendência de descida mais rápida observada no reactor 2. Desta forma, pode dizer-se que a adição de carvão activado melhora o desempenho do reactor.

Em ambos os reactores a medição de pH não foi realizada diariamente. Nas medições efectuadas verificou-se que o pH se encontrava entre 6,70 e 7,90. No entanto, e como este parâmetro influencia a eficiência do processo, pois os microrganismos trabalham na gama óptima de pH entre 6 e 8, dever-se-ia ter verificado o valor do pH pelo menos diariamente. Nas condições do ensaio, eventuais desvios não foram detectados podendo estar na origem de alguns comportamentos observados.

Relativamente ao O₂ dissolvido, medido três vezes por semana, em ambos os reactores, encontrava-se entre 3,65 e 6,50 mg/L, acima do valor mínimo indispensável ao desenvolvimento de microrganismos que é de 2 mg/L (Ramalho, 1996). Estes resultados encontram-se com maior pormenor no Anexo B.

Após uma diminuição inicial (de 400 mL até 200 mL), o volume de lamas nos dois reactores aumentou, e no final do ensaio encontrava-se a 250 mL. Estas medições foram realizadas semanalmente.

De seguida nas figuras 3-2 e 3-3 apresenta-se a evolução de CQO no reactor 1 e no reactor 2 respectivamente, assim como uma identificação mais detalhada das ocorrências em ambos os reactores durante o ensaio experimental.

Na figura 3-2 assinalou-se o dia da adição do alimento (16º dia), o dia em que deixou de se verificar a formação de espumas, representado pelo círculo verde (23º dia) e o dia em que foi feita a adição de carvão activado, neste reactor. Esta adição de carvão ocorreu no 48º dia e foi realizada para comprovar os resultados obtidos no reactor 2, como se viu na figura 3-1.

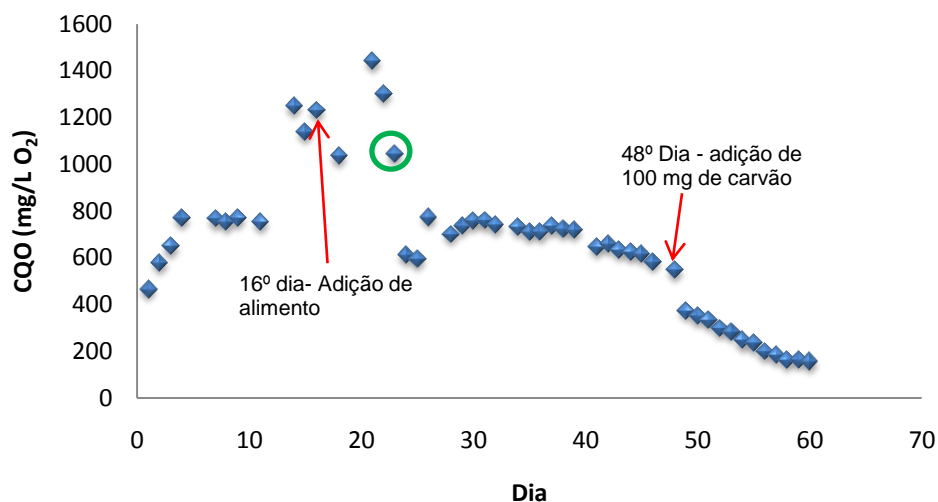


Figura 3-2: Evolução temporal da CQO no reactor 1 do tratamento de SBR

Na figura 3-3 apresenta-se a evolução da CQO no reactor 2, os dias em que foi adicionado carvão activado e as respectivas quantidades, o início da adição do alimento (16º dia) e o desaparecimento de espumas (assinalado com o círculo verde).

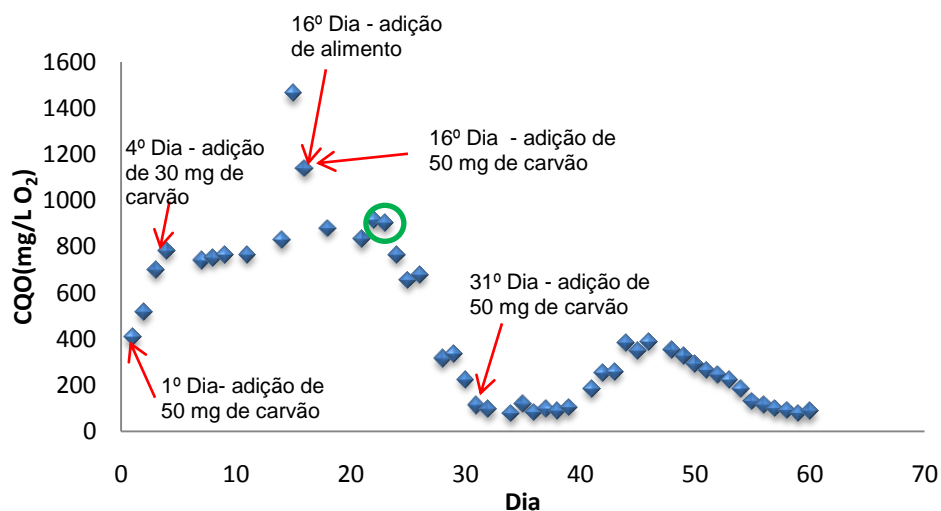


Figura 3-3: Evolução temporal da CQO no reactor 2 do tratamento de SBR

3.2.3. Conclusões

De acordo com os resultados obtidos e da análise efectuada, verifica-se que a adição de carvão activado melhora o desempenho do reactor biológico.

Os valores obtidos de CQO entre os dias 31-39 e 55-60, no reactor 2 (figura 3-3) permitem afirmar que, no que diz respeito a este parâmetro, o clarificado obtido pode ser descarregado no meio hídrico e poderá ser reutilizado no processo fabril. Salvaguarda-se o facto da análise aos COV's não ter sido efectuada.

Na tabela 3-9, mostram-se as gamas de valores de CQO, pH, CBO₅ e SST obtidas no clarificado resultante. Estes valores foram determinados entre os dias 20 de Julho e 27 de Julho (55º e 60º dia) no reactor 2. Encontram-se ainda nesta tabela os respectivos valores limites de emissão (V.L.E.), impostos pelo Decreto-Lei nº 236/98, para descarga no meio hídrico.

Tabela 3-9: Gama de valores dos parâmetros analisados após tratamento biológico por SBR

Parâmetros	Valor após tratamento	V.L.E.
CQO (mg/L O ₂)	132 - 78	150
CBO ₅ (mg/L O ₂)	23 - 34	40
pH (Escala de Sörensen, 25°C)	6,70 – 8,25	6,0-9,0
SST (mg/L)	25 - 44	60

Contudo e apesar dos bons resultados obtidos deve-se ter em conta que o ensaio deveria ter decorrido durante mais tempo, uma vez que nos tratamentos biológicos a adaptação da biomassa demora algum tempo, deveriam ser estudados diferentes tempos das etapas do ciclo de operação e a realização de ensaios em escala piloto. Devido à escassez de tempo tal não foi possível.

4. Proposta de unidade de tratamento à escala industrial

4.1. Descrição do processo de tratamento

De acordo com os resultados obtidos, o processo seleccionado para o tratamento do efluente industrial em estudo é constituído pelo tratamento primário, a coagulação/floculação usando cal e sulfato de alumínio, e pelo tratamento secundário, o tratamento biológico por SBR, com adição de carvão activado. As lamas obtidas no processo sofrem inicialmente uma desidratação no leito de secagem e em seguida seguem para aterro.

Na figura 4-1 apresenta-se o diagrama simplificado do processo de tratamento seleccionado, assim como os valores dos parâmetros analisados antes e após cada unidade de tratamento e dos valores determinados através do estudo empírico.

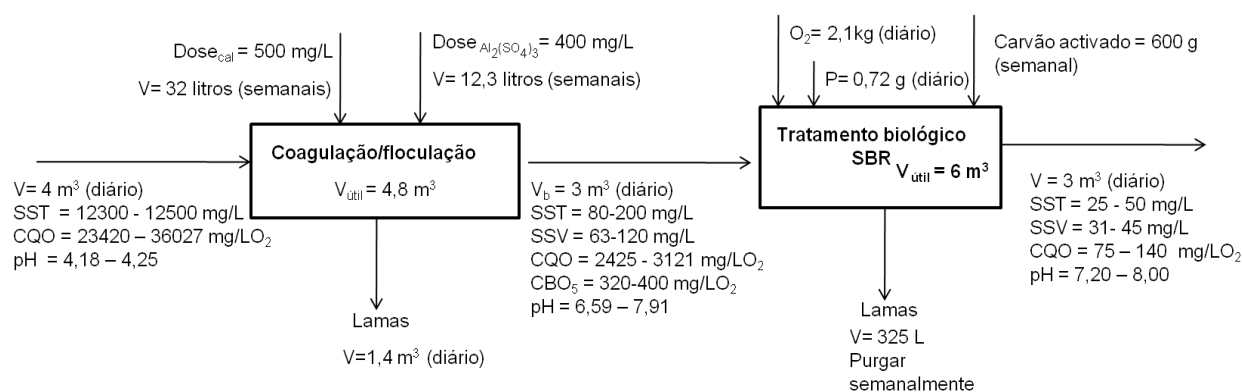


Figura 4-1: Diagrama simplificado do processo de tratamento seleccionado

O processo de tratamento seleccionado, inicia-se com a unidade de coagulação/floculação. Nesta unidade existem dois decantadores estáticos que funcionam alternadamente. Um terá a função de equalizador, isto é, recebe o efluente vindo da fábrica, enquanto no outro ocorre o processo de coagulação/floculação, seguido de sedimentação e extracção. Neste processo é adicionado cal e sulfato de alumínio, nas doses de 500 e 400 $\text{mg/L}_{\text{efluente}}$ respectivamente. A adição destes agentes de coagulação/floculação juntamente com a agitação promove a desestabilização da suspensão aquosa de cola, e consequentemente a formação de flocos. A agitação do efluente deve ser realizada durante 3 minutos a 120 rpm, 10 minutos a 50 rpm. Após decantação, as lamas seguem para tratamento (leito de secagem) e o clarificado obtido segue para o tratamento biológico

No ciclo de operação industrial para o tratamento biológico por SBR foi adaptado de acordo com o volume em tratamento sendo este de 20 horas de reacção, 30 minutos para a alimentação e 3 horas para sedimentação e extracção. Porém, e como já foi referido anteriormente, a duração do ciclo deveria ter sido testada em escala piloto, tal não foi

possível por escassez de tempo. O arejamento neste processo é efectuado através de difusores que promovem, também, a homogeneização do licor misto.

O clarificado obtido neste tratamento pode ser descarregado em meio hídrico, ou reintroduzido no processo, mediante validação analítica da composição do clarificado final. As lamas resultantes da purga, que se efectuará semanalmente, sofrem o mesmo tratamento das obtidas no processo anterior, desidratação por leito de secagem, em seguida seguem para aterro. Após efectuar a purga deve-se adicionar 100 mg de carvão activado por litro de licor misto. Deve ser adicionado ao reactor diariamente 0,72 g de fósforo para satisfazer as necessidades por parte dos microrganismos.

Na figura 4-2 apresenta-se o diagrama mais detalhado do processo de tratamento seleccionado.

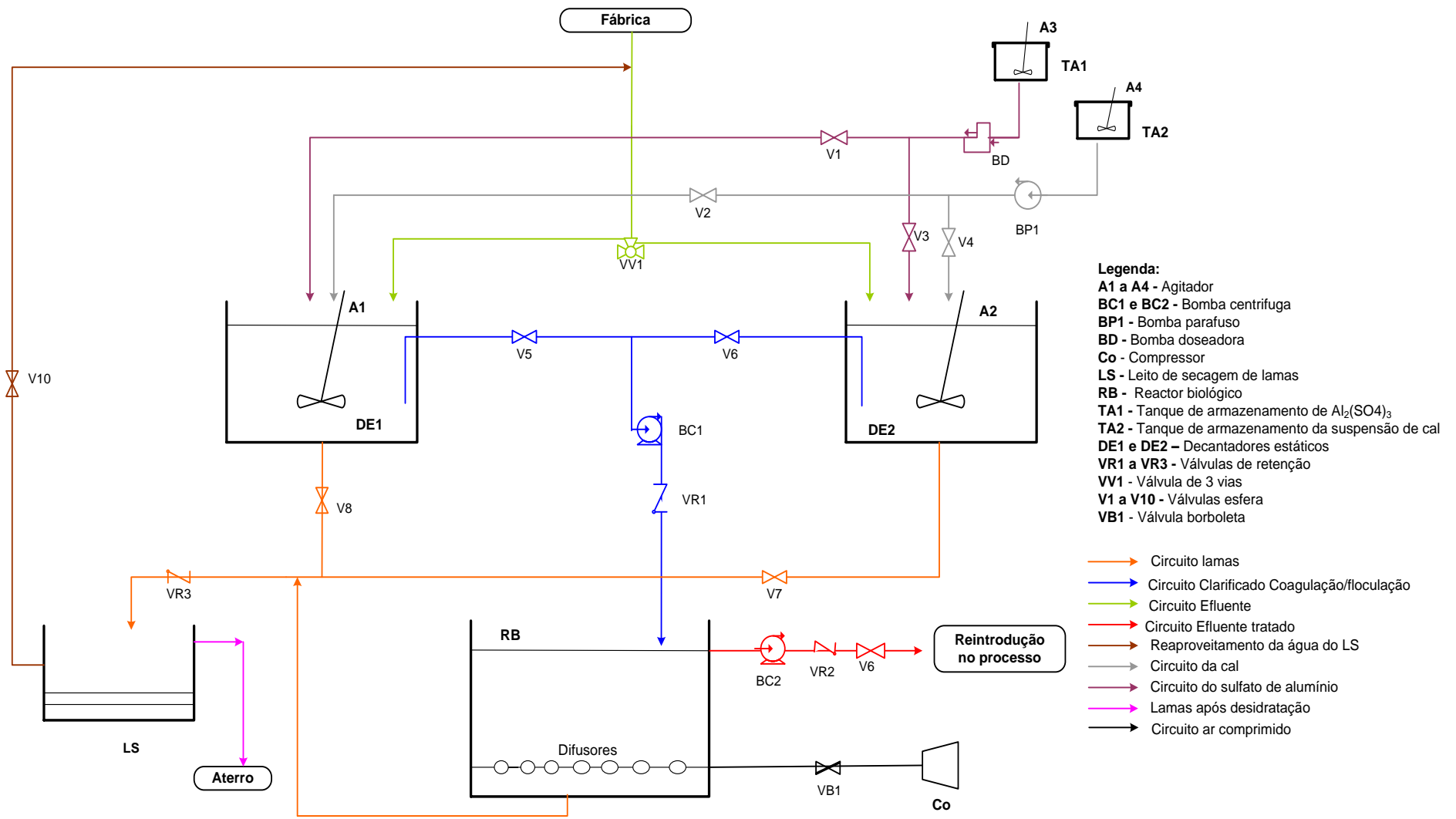


Figura 4-2: Diagrama do processo de tratamento seleccionado

4.2. Dimensionamento das unidades de tratamento

Neste ponto apresentam-se os resultados referentes ao dimensionamento das unidades de tratamento que constituem o processo de tratamento seleccionado.

4.2.1. Unidade de tratamento do processo de coagulação/floculação

De acordo com os cálculos efectuados e presentes no Anexo F, os decantadores estáticos, onde ocorrerá a coagulação/floculação devem possuir o volume mínimo de $4,8 \text{ m}^3$.

Para a realização do processo de coagulação/floculação são necessários semanalmente 36 L da suspensão de cal e 12,3 L da solução de sulfato de alumínio líquido com 8,3% de Al_2O_3 . Os tanques de armazenamento destes compostos devem possuir 43,2 litros e 96 litros, respectivamente.

Estima-se que nesta unidade seja produzido diariamente um volume de $1,4 \text{ m}^3$ de lamas.

4.2.2. Unidade de tratamento do processo biológico por SBR

De seguida, evidenciam-se os valores obtidos relativamente ao dimensionamento do processo biológico escolhido neste projecto, ou seja, o processo por SBR.

Todos os cálculos efectuados para a determinação dos diversos resultados encontram-se descritos no Anexo G. Destes cálculos, verifica-se que o reactor biológico deve possuir um volume útil de 6 m^3 . Para que este processo seja eficaz é necessário fornecer diariamente 2,1 kg de oxigénio. O oxigénio vai ser fornecido através de 8 difusores, que introduzem no reactor um caudal de ar de $0,133 \text{ m}^3/\text{min}$. Comparando este valor com valores típicos que garantam a mistura necessária do licor misto, indicados por Metcalf e Eddy, 1995, estando entre $0,01$ e $0,015 \text{ m}^3_{\text{ar}}/(\text{min} \cdot \text{m}^3_{\text{licormisto}})$ para difusores dispostos em grelha e entre $0,020$ e $0,030 \text{ m}^3_{\text{ar}}/(\text{min} \cdot \text{m}^3_{\text{licormisto}})$ para difusores que promovam o fluxo em espiral, verifica-se que o caudal de ar usado ($0,022 \text{ m}^3_{\text{ar}}/(\text{min} \cdot \text{m}^3_{\text{licormisto}})$) satisfaz também este requisito.

Estima-se que no processo biológico será produzido semanalmente $2,33 \text{ m}^3$ de lamas, sendo necessária ao fim da semana a purga de 325 litros de lamas. No final da purga deve-se repor o carvão activado, que poderá ser arrastado juntamente com as lamas, adicionando-se 100 mg de carvão por litro de licor misto.

Relativamente à adição de nutrientes e de acordo com a análise apresenta no Anexo G (secção G.2.) apenas seria necessário adicionar 0,72 g de fósforo diariamente. Contudo, este resultado deverá ser validado durante a operação da unidade. Caso se verifique também a necessidade de adição de azoto, os dois nutrientes podem ser fornecidos sob a forma de fosfato de amónio.

4.2.3. Leito de secagem

De acordo com a literatura (Ramalho, 1996), a camada de lamas depositada sobre o leito de areia deve ter entre 20 a 30 cm de espessura.

Segundo o anexo F, o volume de lamas produzido por dia na unidade de coagulação/floculação é de 1,4 m³. Segundo o Anexo G, o volume de lamas biológicas a purgar semanalmente é de 325 L. Considerando uma espessura de lamas de 20 cm a área necessária para dispor as lamas produzidas diariamente é de cerca de 9 m². O leito de secagem deve assim ser constituído por uma bateria de 3 leitos em série de forma a ter a capacidade de recolha de lamas durante três dias. Desta forma o leito deve possuir a área total de 27 m².

As lamas que seguem para o leito de secagem são 1,4 m³ por dia (à excepção do dia da semana em que são depositadas as lamas biológicas purgadas). Nestas lamas existe 97% de água, assim o volume de água presente nestas lamas é de 1,36 m³. Nos leitos de secagem a percentagem de remoção de água por infiltração é de 20 a 55%. Considerando que a percentagem de remoção de água é de 40%, deste modo são retirados 0,54 m³ de água. Esta água é recuperada e introduzida no processo de tratamento.

4.3. Características dos equipamentos utilizados no processo

Neste capítulo apresentam-se as características dos equipamentos utilizados no processo de tratamento seleccionado. Todos os cálculos necessários para a determinação destas encontram-se no Anexo F (coagulação/floculação) e Anexo G (SBR). As especificações dos mesmos encontram-se no Anexo H.

Na tabela 4-1 apresentam-se as características dos decantadores estáticos (DE1 e DE2), do reactor biológico (RB) e dos tanques de armazenamento de sulfato de alumínio e de cal (TA1 e TA2).

Tabela 4-1: Capacidade e dimensões dos tanques necessários no processo

Equipamento	V _{útil} (L)	V _{real} (L)	Diâmetro (mm)	Altura (mm)
DE1 e DE2	4800	5000	1650	2340
TA1	96	100	460	700
TA2	43,2	50	350	560
RB	6000	7000	2000	2230

Na tabela 4-2, apresentam-se as características dos agitadores necessários para a agitação nos tanques de mistura (A1 e A2) e para a homogeneização dos agentes de coagulação/floculação, sulfato de alumínio e cal (A3 e A4).

Tabela 4-2: Característicos dos agitadores utilizados no processo de coagulação/floculação

Equipamento	Velocidade de agitação (rpm)	Potência (kW)
A1 e A2	130 (*)	1,10
A3	760	0,25
A4	289	0,37

(*) Com agitação variável com a adaptação de variador de frequência

Na tabela 4-3, apresentam-se as características das bombas utilizadas no processo de tratamento seleccionado.

Tabela 4-3: Caudal médio e potência das diferentes bombas utilizadas no processo

Equipamento	Caudal (L/s)	Potência (W)
BC1 e BC2	16,7	750
BP1	0,03	3130
BD	0,10	180

De seguida, apresentam-se na tabela 4-4 os resultados obtidos, relativamente aos difusores a serem utilizados no arejamento do reactor biológico. Estes difusores são do modelo KKI 215, da marca ABS NOPON sistema DDS. A partir da figura G-1 (Anexo G - tópico G.3), considerou-se uma densidade de difusores de 7% (área de difusão por área de secção recta do tanque) e um caudal de 1 m³/h obtendo-se uma eficiência padrão de transferência de oxigénio (SOTE) de 11,3%.

Tabela 4-4: Características e número de difusores necessários para promover o arejamento no reactor biológico

SOTE (%)	Densidade de difusores (%)	Área/difusor (m ²)	Caudal ar/difusor (m ³ /h)	Nº difusores
11,3	7	0,04	1,0	8

Dos cálculos efectuados verificou-se necessário colocar 8 difusores no reactor biológico, de modo a obter-se a maior eficiência de arejamento possível.

O compressor necessário para satisfazer as quantidades de oxigénio deve fornecer uma potência útil de 53 W (ver Anexo G, secção G.4).

As características da tubagem utilizada no processo estão descritas na tabela 4-5. A tubagem utilizada é em PVC. Note-se que o sentido de escoamento encontra-se de acordo com os circuitos presentes na figura 4-2. O circuito do efluente da fábrica até aos tanques de mistura é efectuado com os equipamentos já existentes na fábrica.

Tabela 4-5: Características da tubagem utilizada no processo de tratamento seleccionado

Circuito	$v_{teórica}$ (m/s)	v_{real} (m/s)	$D_{teórico}$ (mm)	D_{real} (mm)	Comprimento (m)
Circuito clarificado de Coagulação/floculação	1	1,08	150	140	9
Circuito do clarificado obtido no SBR	1	1,08	150	140	9
Circuito das lamas	0,75	0,75	76,2	75	6
Circuito da cal	1	0,1	6	20	6
Circuito do $Al_2(SO_4)_3$	1	0,33	11,2	20	6
Circuito reaproveitamento água do LS	1	0,53	14,6	20	5,5
Circuito ar	15	14,7	12,6	12,7	3

Na tabela 4-6 apresenta-se o tipo e o diâmetro das válvulas necessárias no processo de tratamento seleccionado.

Tabela 4-6: Características das válvulas utilizadas no processo

Válvulas	Diâmetro real (mm)
Válvulas de retenção	
VR1 e VR2	140
VR3	20
Válvulas esfera	
V1 a V4	20
V5,V6.V9	140
V7 e V8	75
V10	20
Válvula borboleta	
VB1	20

A tabela 4-7 indica o diâmetro dos acessórios, joelhos, tês e redução que completam a tubagem necessária no processo de tratamento seleccionado.

Tabela 4-7: Características acessórios utilizados no processo

Acessórios	Diâmetro (mm)
Joelhos	
Circuito clarificado coagulação/floculação	140
Circuito da cal	20
Circuito do $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	20
Circuito lamas	75
Circuito reaproveitamento de água LS	20
Tês	
Circuito clarificado coagulação/floculação	140
Circuito da cal	20
Circuito do $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	20
Circuito lamas	75
Redução	140-125

5. Análise de custos do processo de tratamento escolhido

Para a concretização deste projecto é de grande relevância analisar todos os custos inerentes à aquisição dos vários equipamentos e funcionamento da instalação. Nesta secção apresentam-se os custos respectivos.

5.1. Custos de aquisição do equipamento e acessórios

Na tabela 5-1 é apresentado o custo de aquisição dos tanques necessários nas diferentes unidades do processo. Todos os preços estão sujeitos à taxa de IVA em vigor.

Tabela 5-1: Custo de aquisição dos tanques

Equipamento	Fornecedor	Quantidade	Preço (€/unidade)	Preço total (€)
DE1 e DE2	Palvidro	2	1.935,00	3.870,00
TA1	Goldenfibra	1	56,00	56,00
TA2	Goldenfibra	1	35,00	35,00
RB	Palvidro	1	2.415,00	2.415,00

A aquisição dos tanques terá o custo total de 6.376,0 euros.

Na tabela 5-2 encontram-se os custos de aquisição dos restantes equipamentos necessários em todo o processo de tratamento, que perfazem 13.740,54 euros.

Tabela 5-2: Custo de aquisição dos restantes equipamentos

Equipamento	Fornecedor	Quantidade	Preço (€/unidade)	Preço total (€)
Agitadores				
A1 e A2 (*)	Equifluxo	2	2.579,52	5.159,04
A3		1	1.106,29	1.106,29
A4		1	325,71	325,71
Difusores	Lusitaliana	8	36,50	292,00
Bombas				
BC1 e BC2	Grundfos	2	900,00	1.800,00
BD	Grundfos	1	1.900,00	1.900,00
BP1	Equifluxo	1	3.022,50	3.022,50
Compressor	Moreira&António Leão, Lda	1	135,00	135,00

(*) Preço incluiu o variador de frequência adaptado ao quadro eléctrico

Da análise das tabelas 5-1 e 5-2 verifica-se que a aquisição dos equipamentos aí considerados tem um custo total de 20.116,54 euros.

Na tabela 5-3 são discriminados os custos de aquisição da tubagem em PVC, sendo esta fornecida pela Centralpast.

Tabela 5-3: Custo de aquisição da tubagem

Circuito	D_{real} (mm)	Comprimento (m)	Preço (€/metro)	Preço total (€)
Circuito clarificado de coagulação/floculação	140	9	6,08	54,72
Circuito do clarificado do SBR	140	9	6,08	54,72
Circuito das lamas	75	6	2,60	15,60
Circuito da cal	20	6	0,80	4,80
Circuito do $Al_2(SO_4)_3$	20	6	0,80	4,80
Circuito reaproveitamento água do LS	20	5,5	0,80	4,40
Circuito de ar	12,7	3	1,17	3,51

O custo de aquisição da tubagem necessária ao processo de tratamento é de 142,55 €.

Na tabela 5-4 apresenta-se o custo de aquisição das diferentes válvulas necessárias, sendo estas fornecidas pela Centralpast.

Tabela 5-4: Custo de aquisição das válvulas

Válvulas	D_{real} (mm)	Quantidade	Preço (€/unidade)	Preço total (€)
Válvulas de retenção				
VR1 e VR2	140	2	183,33	366,66
VR3	75	1	41,78	41,78
Válvulas esfera				
V1 a V4	20	4	8,45	33,80
V5,V6,V9	125	3	275,01	825,03
V7 e V8	75	2	92,89	185,78
V10	20	1	8,45	8,45
Válvula borboleta				
VB1	63-75	1	98,31	98,31

O custo total de aquisição das válvulas é de 1.559,81 euros.

A tabela 5-5 mostra o custo de aquisição dos acessórios e o respectivo diâmetro que complementam a tubagem utilizada, sendo estes fornecidos pela Centralplast.

Tabela 5-5: Quantidade e respectivos preços dos acessórios

Acessórios	D _{real} (mm)	Quantidade	Preço (€/unidade)	Preço total (€)
Joelhos				
Circuito clarificado coagulação/floculação	140	2	47,36	94,72
Circuito da cal	20	2	0,49	0,98
Circuito do Al ₂ (SO ₄) ₃	20	2	0,49	0,98
Circuito lamas	75	1	6,10	6,10
Circuito reaproveitamento de água LS	20	2	0,49	0,98
Tês				
Circuito efluente tratado coagulação/floculação	140	1	58,91	58,91
Circuito da cal	20	1	0,63	0,63
Circuito do Al ₂ (SO ₄) ₃	20	1	0,63	0,63
Circuito lamas	75	1	7,87	7,87
Redução	140-125	6	14,80	88,8

Pelos valores da tabela 5-5, verifica-se que o custo total dos acessórios é de 260,60 €.

A aquisição de todos os equipamentos tem o custo de **22.079,50** euros.

5.2. Custo de operação

Nesta secção apresentam-se os custos de operação inerentes ao processo de tratamento seleccionado, para um ano de trabalho. Neste cálculo estabeleceu-se que semanalmente são produzidos 20 m³ de efluente industrial, que corresponde a cerca de 20 toneladas, e que um ano tem 50 semanas úteis.

5.2.1. Custo dos consumíveis necessários no processo de tratamento

Na tabela 5-6 apresenta-se o custo associado aos consumíveis utilizados no **processo de coagulação/floculação**. O exemplo de cálculo do custo de reagente por m³ de efluente encontra-se no Anexo J.

Tabela 5-6: Custos específicos e anuais de cal e de sulfato de alumínio, na unidade de coagulação/floculação, para tratar um volume de 1 m³ de efluente industrial

Consumíveis	Fornecedor	Custo (€/m ³ _{efluente})	Custo total (€/ano)
Sulfato de alumínio	Quimitécnica	0,107	107
Cal		0,32	320

Da tabela 5-6 verifica-se que o custo dos reagentes necessários para um ano de trabalho é de 427 euros. Dado ao pequeno volume de solução de sulfato de alumínio e de cal comercial que se gastará, pode prever-se em alternativa adquirir os reagentes em pó e fazer a preparação das soluções no local.

Na tabela 5-7 apresenta-se o custo anual associado ao fósforo e ao carvão activado necessários na unidade de **tratamento biológico por SBR**.

Tabela 5-7: Custos específicos e anuais de consumíveis, na unidade de tratamento biológico, para tratar um volume de 1000 m³ de efluente industrial

Consumíveis	Fornecedor	Custo (€/m ³ _{efluente})	Custo total (€/ano)
Ácido fosfórico	Drogaria Moura	$5,0 \times 10^{-4}$	0,50
Carvão activado	FonteLusa	0,081	81,00

A tabela 5-7 mostra que o custo associado aos consumíveis necessários no tratamento biológico, num ano de trabalho é de 81,50 euros.

O custo total relativo aos consumíveis necessários para as unidades de tratamento de coagulação/floculação e da unidade de tratamento biológico é de **508,50** euros.

5.2.2. Custos energéticos

Na tabela 5-8 são apresentados os custos estimados de electricidade para funcionamento da instalação no período de um ano. A electricidade é fornecida pela EDP e tem o custo de 0,1174 €/kWh.

Tabela 5-8: Consumos e custos anuais da energia eléctrica, para os vários equipamentos

Equipamento	Potência (kW)	Custo horário (€/h)	Tempo de operação (h/ano)	Total
Bombas				
BC1	0,75	0,088	250	22,01
BC2	0,75	0,088	250	22,01
BD	0,180	0,0211	125	2,64
BP1	3,13	0,367	125	45,93
Agitadores				
A1	1,10	0,129	8400	1084,78
A2	1,10	0,129	250	32,29
A3	0,37	0,043	8400	364,88
A4	0,25	0,029	8400	246,54
Compressor	0,190	0,0223	8400	187,37

De acordo com a tabela 5-8 o custo de energia eléctrica num ano de operação é de **2.008,45** euros.

6. Análise e discussão da proposta obtida pela Swedwood

Proposta da *Ventil Aqua*

A proposta da *Ventil Aqua*, consiste num processo de tratamento composto por uma unidade de Coagulação/floculação seguida de um filtro de carvão activado. As lamas serão desidratadas em sacos filtrantes.

A proposta encontra-se no Anexo J. Da análise da proposta encontram-se as seguintes falhas:

- Não é mencionado o tipo, a quantidade e o custo do coagulante/floculante a utilizar.
- Não se indica: o tipo de carvão activado, a quantidade necessária, a sua capacidade de adsorção, o respectivo custo, a periodicidade de substituição nem o destino final do carvão.
- Não é mencionado o custo e o tempo de vida dos sacos filtrantes.
- A proposta da empresa inclui reagentes, carvão activado e sacos filtrantes para o arranque da instalação, mas não é mencionado para quanto tempo estes produtos são válidos.
- O projecto está dimensionado para CQO inicial de 13560 mg/L O₂ e como se pode verificar na tabela 1-1, o efluente apresenta grande variação deste parâmetro, prevendo-se que o mesmo aconteça para os SST. Será que o processo proposto é capaz de suportar estas variações?

Estes pormenores não mencionados trarão custos adicionais ao tratamento. O custo inicial configura-se bastante acessível, mas o custo de operação é omitido e pode tornar-se excessivamente elevado.

É necessário ter-se em conta todas estas omissões por parte da empresa.

No decorrer deste trabalho experimental foram efectuados vários contactos com a Empresa *Ventil Aqua*. Num desses contactos, chegou-se à conclusão que o processo proposto não satisfazia as condições impostas pela Swedwood Portugal, uma vez que a intenção da *Ventil Aqua* seria que o processo, quando terminasse a capacidade de adsorção e filtração do carvão activado, funcionasse apenas com o processo de coagulação/floculação. Facilmente se conclui que, passado algum tempo e devido ao efeito de concentração dos poluentes, este processo tornar-se-ia menos eficiente, sendo necessária a aquisição de carvão activado ou enviar o efluente para tratamento numa empresa exterior. Tanto numa opção como noutra foi admitido pela *Ventil Aqua* que se tornaria um processo com um custo de operação elevado. Desta forma a *Ventil Aqua* disponibilizou-se para fornecer uma nova proposta de tratamento que satisfizesse as condições propostas pela Swedwood e com menor custo de operação. Contudo, até à data de conclusão deste relatório, a proposta não tinha sido fornecida.

7. Conclusão

O presente trabalho teve como principais objectivos, estudar e otimizar o processo de tratamento do efluente proveniente das máquinas da *cold-press* da linha de produção da Empresa Swedwood, caracterizar a solução límpida obtida no tratamento e estudar a sua integração no processo.

De acordo com resultados de testes que a Swedwood tinha solicitado anteriormente a uma Empresa externa e atendendo às características de SST, CQO e pH do efluente a tratar iniciou-se o presente trabalho com o estudo de um tratamento físico-químico por coagulação/floculação. Neste estudo verificou-se a aplicabilidade de diferentes agentes de coagulação/floculação: a cal, o hidróxido de sódio, o cloreto férrico e o sulfato de alumínio. Para tal efectuaram-se ensaios de Jar-test. No término de todos os ensaios verificou-se que, dentro das gamas de dosagem testadas, os melhores resultados conseguidos no processo de coagulação/floculação foram obtidos com a adição de 500 mg/L_{efluente} de cal seguida de 400 mg/L_{efluente} de sulfato de alumínio. Contudo, no final deste tratamento físico-químico, o clarificado obtido não possui as características necessárias para que seja descarregado no meio hídrico nem poderá ser reintroduzido no processo fabril.

Por este motivo, o trabalho prosseguiu com o estudo de tratamentos complementares. O tratamento biológico por SBR mostrou-se aplicável à degradação da matéria orgânica e, dadas as vantagens associadas a este processo, aprofundou-se o seu estudo. Concluiu-se que a adição de carvão activado ao licor misto do SBR é determinante para conseguir uma melhor tratabilidade do efluente pelos microrganismos. Os resultados do ensaio que decorreu ao longo de 60 dias indicam valores finais de CQO e de SST no clarificado obtido, abaixo dos respectivos valores limite de emissão (150 mg/L O₂ e 60 mg/L, respectivamente).

A partir dos resultados do estudo experimental, procedeu-se ao dimensionamento de uma unidade de tratamento físico-químico e biológico à escala industrial para o tratamento de 20 m³ de efluente produzido na fábrica, numa semana. Dimensionou-se ainda a unidade (leito de secagem) para tratamento das lamas produzidas.

O dimensionamento da unidade de coagulação/floculação conduziu à conclusão de que seriam necessários: dois decantadores estáticos com volume útil de 4,8 m³, um tanque para a suspensão de cal de volume útil 43,2 L e outro tanque para a solução de sulfato de alumínio com volume útil de 96 L. Nesta unidade são produzidas cerca de 1,4 m³ de lamas diariamente. Estas lamas seguem para o leito de secagem e depois para aterro. Os consumos específicos de suspensão de cal (Neutrolac 300) e de solução comercial de sulfato de alumínio (equivalente a 8,3% de Al₂O₃) são de 1,8 L/m³_{efluente} e 4,1 kg/m³_{efluente} respectivamente.

Através do dimensionamento da unidade de tratamento biológico por SBR verificou-se que o reactor biológico deve possuir o volume útil de 6 m^3 e que neste processo se deve efectuar a purga de lamas semanalmente, correspondendo a um volume de 325 litros. Estas lamas seguem igualmente para o leito de secagem. Será necessário adicionar semanalmente cerca de 600 g de carvão activado ao SBR. Para satisfazer as necessidades de oxigénio deve ser administrado 2,1 kg de oxigénio por dia. O oxigénio será administrado através de arejamento por difusores, ligados a um compressor.

De acordo com o volume de lamas produzidos em ambos os tratamentos a área necessária para o leito é de cerca de 27 m^2 .

Prevê-se que no final do processo de tratamento o clarificado obtido possa ser descarregado em meio hídrico ou reintroduzido no processo. Como o estudo apenas foi desenvolvido à escala laboratorial, seria útil poder validar os resultados numa escala piloto antes da sua implementação industrial.

Será igualmente importante fazer uma caracterização mais completa do clarificado obtido no final do processo de tratamento antes de o voltar a introduzir no processo.

A análise de custos efectuada mostra que a aquisição do equipamento tem o custo de 22.079,50 euros, o custo dos reagentes necessários neste processo para um ano de funcionamento tem um custo total de 508,50 euros e o custo energético para um ano de operação é de 2.008,45 euros. Todos os custos estão sujeitos à taxa de IVA em vigor.

8. Sugestões para trabalhos futuros

De seguida evidenciam-se algumas sugestões a tomar em consideração na elaboração de um projecto semelhante ao apresentado.

No tratamento biológico por SBR deve-se:

- Variar os tempos das etapas dos ciclos de operação
- Ter um maior tempo de operação
- Realizar ensaios em paralelo com diferentes volumes, em escala piloto
- Monitorização constante do pH
- Estudo dos microrganismos presentes na biomassa e dos que melhor se adaptaram ao efluente em estudo

Bibliografia

- Alves, Célia. 2007.** *Tratamento de águas de abastecimento*. 2ª Edição. Publindústria Edições Técnicas.
- APHA, AWWA, WEF, 1998.** *Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater*, 20 th Edition, Washington DC.
- ASTM. 1992.** Annual Book of ASTM Standards: section 11, *Water and environmental technology*. ASTM American Society for Testing and Materials. Philadelphia.
- Brito, Mota e. 1999.** *Estudo da tratabilidade de um efluente da indústria química por um reactor SBR complementado por reagente de fenton*. Consultado no seguinte website <http://repositorium.sdum.uminho.pt/bitstream/1822/3582/1/CNQA-P15-34%5B1%5D.PDF>, em 14 de Junho de 2010.
- Castro J., Faria P., 2001,** *Projecto de investigação – Oxidação química com Reagente de Fenton*, consultado no seguinte website <http://paginas.fe.up.pt/~pea01028/PI.htm>, em 17 de Junho de 2010.
- Chang, Chao H., Hao, Oliver J.,1996.** *Sequencing Batch Reactor System for Nutrient Removal: ORP and pH Profiles*. J. Chem. Tech. Biotechnol.
- Cheremisinoff, Nicholas P. 2002.** *Handbook of water and wastewater treatment technologies*. Butterworth Heinemann, 2002.
- Eckenfelder, W.W., Grau, P. 1992.** *Activated sludge process design and control: theory and practice*. Technomic Publishing CO. INC. Volume1
http://www.ecoservicos.pt/content/documents/069_ArtigoCient.pdf;jsessionid=74DA889BE33F0C21E6135998DD568335 em 08 de Julho de 2010.
- Kargi F., Uygur, A. 2002.** *Nutrient removal performance of a sequencing batch reactor as a reactor as a function of sludge age*, Enzyme and Microbial Technology
- Levy, João.** *Novas tecnologias para o tratamento das águas residuais*, documento consultado no seguinte website
- Lima, N. e Mota, M., 2003** *Biotecnologia Fundamentos e Aplicações*, Lidel – Edições técnicas Lda;
- Mesquita, Daniela. 2006.** *Monitorização e análise de imagem de um reactor descontínuo sequencial de lamas activadas*, Tese de Mestrado em Biotecnologia – Engenharia de Processos, Universidade do Minho.
- Metcalf e Eddy. 1995.** *Ingengeria de aguas residuales Tratamiento, vertigo y reutilização*. 3ª Edicion. McGraw-Hill, 1995.
- Morais C., 2005.** *Avaliação da tratabilidade de efluentes da indústria de curtume por oxidação química e biológica*, Tese de Doutoramento em Engenharia Química, Faculdade de Engenharia do Porto.

Morais, C. 2009. Processo físico-químicos. 2009. Apontamentos da disciplina de Processos Físico-Químicos.

Oldshue, J. 1956. *Biological treatment of sewage and industrial Wastes*. Van Nostrand-Reinhold, Princeton. New Jersey. Citado em Ramalho, R.S., 1996

Ramalho, R. S., 1996. *Tratamiento de Aguas Residuales*. Editorial Reverté, S.A.

Randall, Clifford W., Barnard, James L., Barnard, e Stensel, H. David, 1992. *Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal*. Technomic Publishing CO. INC. Volume 5.

Roriz, Ana, Machado, Isabel e Cunha, Jorge. 2007. *Tratamento de efluentes de uma indústria no ramo têxtil*. 2007. Consultado no seguinte website www.bilologica.eng.uminho.pt/EEP/projecto/2007/MOP/relatorio.pdf , em 15 de Maio de 2010.

Satterfield, Z., 2005. *Jar Testing*, Test Brief, volume 5.

Soares, Tânia. 2009. *Remoção da carga orgânica afluyente à ETAR de Tolosa por coagulação-floculação química*, Tese de mestrado em Engenharia do Ambiente Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa

Anexos

A. Resultados experimentais do processo de coagulação/floculação

O procedimento experimental efectuado, nestes ensaios, encontra-se no capítulo 3 no ponto 3.1.1..

Como se poderá verificar pelos resultados, os valores obtidos para as duas réplicas de cada ensaio apresentam desvios variáveis. Em alguns casos, esses desvios não permitem apresentar um valor médio para o parâmetro e ensaio em questão. Há vários factores que podem justificar esses desvios (homogeneidade das amostras, especificidade do processo de coagulação/floculação, erro inerente aos métodos de determinação experimental, entre outros). Não sendo fundamental, nesta fase do estudo, efectuar mais réplicas que permitissem obter um valor mais preciso para cada parâmetro, optou-se pelo critério de seleccionar como resultados de um dado ensaio os resultados da réplica que conduziu a menor valor de CQO.

A.1. Ensaio usando a solução de hidróxido de sódio

O ensaio foi realizado com hidróxido de sódio, de dosagens entre 160 e 960 mg_{NaOH}/L_{efluente}. Este ensaio teve como objectivo verificar qual a dose que permitia obter os melhores resultados.

Na tabela A-1 apresentam-se as dosagens da solução de hidróxido de sódio estudadas e a sua influência no aparecimento de flocos.

Tabela A-1: Existência da formação de flocos para o ensaio com NaOH (160 a 960 mg NaOH/ L_{efluente})

Gobelé	mg _{NaOH} /L _{efluente}	Formação de flocos
1	160	Não
2	320	Não
3	480	Sim
4	640	Sim
5	800	Sim
6	960	Sim
7	160	Não
8	320	Não
9	480	Sim
10	640	Sim
11	800	Sim
12	960	Sim

Para as dosagens de 480, 640, 800, 960 mg_{NaOH}/L_{efluente} para as quais ocorreu a formação de flocos, efectuou-se, posteriormente, a avaliação dos clarificados, uma vez que

os flocos apresentavam o mesmo aspecto e o tempo de sedimentação era idêntico, de cerca de 2 minutos. Os gobelés de 7 a 12 foram réplicas efectuadas dos gobelés anteriores, para confirmação dos resultados.

Na tabela A-2, encontram-se os resultados da caracterização dos clarificados obtidos.

Tabela A-2: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com NaOH (480 a 800 mg NaOH/L_{efluente})

mg _{NaOH} /L _{efluente}	L _{efluente})					
	480		640		800	
Gobelé	3	9	4	10	5	11
CQO (mg/L O ₂)	3132	3247	3227	3447	3237	3461
pH	9,15	9,14	9,78	9,98	9,89	9,76

Devido ao elevado valor da turvação observado nos clarificados relativos à dosagem de 960 mg_{NaOH}/L_{efluente} não foi efectuada a caracterização em termos de CQO.

Tendo-se verificado que os melhores resultados foram obtidos para a dosagem de 460 mg_{NaOH}/L_{efluente}, de seguida testaram-se novas dosagens entre 240 e 480 mg_{NaOH}/L_{efluente}.

Tabela A-3: Existência da formação de flocos para o ensaio com NaOH (240 e 480 mg_{NaOH}/L_{efluente})

Gobelé	mg _{NaOH} /L _{efluente}	Formação de flocos
1	480	Sim
2	360	Sim
3	240	Não
4	480	Sim
5	360	Sim
6	240	Não

Verificou-se que para a dosagem de 240 mg_{NaOH}/L_{efluente} não houve a formação de flocos. Para as dosagens de 360 e 480 mg_{NaOH}/L_{efluente} foram analisados os clarificados obtendo-se os resultados apresentados na tabela A-4. Os gobelés de 4 a 6 representam as réplicas dos anteriores.

Tabela A-4: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com NaOH (360 e 480 mg_{NaOH}/L_{efluente}.)

mg _{NaOH} /L _{efluente}	480		360	
Gobelé	1	4	2	5
CQO (mg/L O ₂)	3004	3351	2984	3242
pH	9,14	9,14	9,13	9,13

A.2. Ensaio usando a suspensão de cal

O ensaio foi realizado inicialmente com a variação a dosagem desta suspensão entre 60 e 360 mg_{cal}/L_{efluente}. No decorrer do ensaio verificou-se que para estas dosagens não se formaram flocos, assim repetiu-se o ensaio com dosagens entre 360 e 960 mg_{cal}/L_{efluente}. Neste ensaio verificou-se a formação de flocos para as dosagens entre 720 e 960 mg_{cal}/L_{efluente}, como se pode ver pela tabela A-5. Os gobelés identificados de 7 a 12 são réplicas dos gobelés anteriores.

Tabela A-5: Existência da formação de flocos para o ensaio com cal

Gobelé	mg _{cal} /L _{efluente}	Formação de flocos
1	360	Não
2	480	Não
3	600	Não
4	720	Sim
5	840	Sim
6	960	Sim
7	360	Não
8	480	Não
9	600	Não
10	720	Sim
11	840	Sim
12	960	Sim

Apesar se ter verificado uma maior velocidade de sedimentação para a dose 720 mg_{cal}/L_{efluente}, sendo o tempo correspondente de cerca de 2 minutos, procedeu-se à caracterização de todos aqueles clarificados, obtendo-se os resultados apresentados na tabela A-6.

Tabela A-6: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com cal (720 a 960 mg cal/ L_{efluente})

mg _{cal} /L _{efluente}	720		840		960	
Gobelé	4	10	5	11	6	12
CQO (mg/L O ₂)	2610	2515	2688	2725	2817	2896
pH	7,82	7,74	9,29	9,31	9,54	9,57

Tendo-se verificado que os melhores resultados foram observados para a dosagem de 720 mg_{cal}/L_{efluente}. Efectuaram-se novos ensaios variando a dose de cal entre 720 e 1440 mg_{cal}/L_{efluente}, de acordo com a tabela A.7.. Como se verificou que se formaram flocos

para todas as dosagens em estudo, seguiu-se a caracterização de todos os clarificados, obtendo-se os resultados apresentados na tabela A-7.

Tabela A-7: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com cal (720 a 1440 mg cal/ L_{efluente})

mg _{cal} /L _{efluente}	720		960		1200		1440	
Gobelé	1	5	2	6	3	7	4	8
CQO (mg/L O ₂)	3754	3300	3346	3063	2746	2861	2822	2624
pH	9,21	9,67	9,33	9,42	9,31	9,62	9,30	9,37

A.3. Ensaio realizados para pH entre 7 e 9

No decorrer dos ensaios anteriores verificou-se que para valores de pH acima de 7 havia a formação de flocos, deste modo decidiu-se realizar ensaios em que o pH final estivesse entre 7 e 9, utilizando uma metodologia experimental diferente. O agente coagulante/floculante (NaOH ou Cal) foi adicionado lentamente sob agitação magnética e medido o pH da solução obtida em simultâneo. Quando o valor de pH medido atingiu um valor entre 7 e 9 terminou-se a adição e o clarificado obtido após sedimentação dos flocos foi caracterizado.

Os resultados obtidos encontram-se na tabela A-8. O efluente utilizado nestes ensaios possuiu uma CQO de 23240 mg/L O₂ e pH de 4,26.

Tabela A-8: Caracterização do clarificado para pH final entre 7 e 9

Produto	mg/L _{efluente}	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)
Cal	300	8,75	2303
	284	8,86	2497
	248	8,86	2396
	240	7,77	2313
	228	7,84	2374
	224	7,78	2368
NaOH	216	8,68	2335
	220	8,75	2334
	224	8,79	2287
	184	7,18	2207
	188	7,59	2436
	188	7,48	2413

A.5. Ensaio usando uma solução de sulfato de alumínio ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Os ensaios efectuados com sulfato de alumínio foram realizados segundo o procedimento descrito no ponto 3.1.1..

Nestes ensaios foi estudada a influência do sulfato de alumínio. Inicialmente adicionou-se uma dose de cal viva de 300 mg/L_{efluente}, adicionando-se de seguida, sulfato de alumínio a 10% p/p, fazendo variar a dosagem deste entre 135 e 667 mg/L_{efluente}. Nestas condições não se verificou a formação de flocos.

Efectuou-se um novo ensaio alterando a dosagem de cal para 400 mg/L_{efluente}, seguida da adição de dosagens compreendidas entre 133 e 667 mg $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /L_{efluente} de sulfato de alumínio a 10%. Os resultados obtidos encontram-se na tabela A-9.

Tabela A-9: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com sulfato de alumínio 10% p/p e 400 mg/L_{efluente} de cal

Gobelé	mg $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ /L _{efluente}	SST _{clarificado} (mg/L)	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)
1	0	182	8,45	3367
2	133	196	6,30	3303
3	267		5,15	
4	400		4,70	
5	667		4,55	
6	667		4,40	

Devido ao baixo pH obtido nos gobelés de 3 a 6 não se procedeu à análise do clarificado, uma vez que se este fosse descarregado no meio hídrico, teria de se elevar o pH para valores entre 6-9, os permitidos por lei.

Foi realizado um novo ensaio, com aumento da dose de cal para 500 mg/L_{efluente}. Os valores obtidos encontram-se na tabela A-10, tendo-se feito a caracterização completa de dois clarificados: o clarificado obtido apenas com a adição de cal e aquele que mostrou maior remoção de turvação, relativamente ao valor inicial (gobelé 4).

Tabela A-10: Caracterização dos clarificados obtidos no ensaio com sulfato de alumínio 10% p/p e 500 mg/L_{efluente} de cal

Gobelé	mg _{Al₂(SO₄)₃} /L _{efluente}	pH _{clarificado}	CQO _{clarificado} (mg/L O ₂)	% remoção de CQO	SST _{clarificado} (mg/L)
1	0	9,58	3255	91,5%	180
2	133	9,07			
3	267	8,33			
4	400	7,60	2974	92,2%	80
5	533	8,47			
6	667	8,50			

B. Resultados experimentais do tratamento biológico por SBR

O tratamento biológico estudado baseia-se no processo de *sequencing batch reactor* (SBR). Neste foram utilizadas 4 etapas, alimentação, reacção, sedimentação e decantação. As lamas utilizadas foram fornecidas pela ETAR de Parada e pela ETAR de Arreigada.

No primeiro ensaio foram utilizados dois reactores com capacidade de 2 L. Em ambos os reactores foram adicionados 250 mL de lamas activadas (provenientes da ETAR de Parada) e 750 mL do clarificado obtido após a coagulação/floculação. No reactor 2 para além da adição das lamas e do clarificado foram adicionados 50 mg de carvão activado. O carvão activado utilizado no processo biológico apresenta as seguintes características:

- Área de superfície: 803,019 m²/g
- Volume micro poro: 0,3456 cm³/g
- Área micro poro: 745,599 m²/g
- Área de superfície: 57,419 m²/g
- Volume total dos poros: 4,514x10⁻¹ cm³/g

Neste ensaio não houve a adição de qualquer nutriente nem a aclimatização das lamas ao efluente. Ao longo da semana, após a decantação, foram recolhidas amostras de 100 mL em ambos os reactores e conseqüente adição de 100 mL de clarificado. Nas amostras recolhidas foi analisada a evolução da CQO nos dois reactores. Os resultados obtidos ao longo da semana encontram-se na figura B-1. Este ensaio decorreu entre 10 e 17 de Maio de 2010.

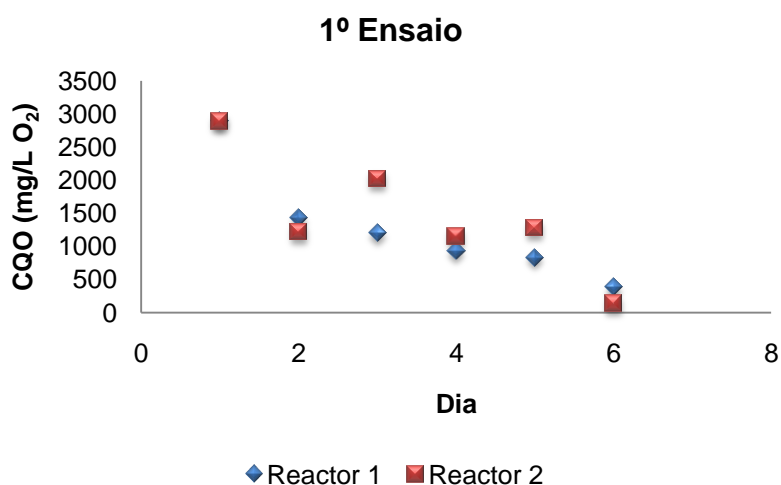


Figura B-1: Evolução da CQO no tratamento biológico por SBR, ensaio 1

Nota-se que neste ensaio houve formação de espuma que arrastou alguma lama, por esse motivo a quantidade de lama inicial não é a mesma que no final, apesar de no dia 11 de Maio (dia 2) se ter efectuado uma adição de 100 mL de lama nos 2 reactores. Pelo facto de ter sido difícil o controlo da formação de espuma e devido à obtenção de resultados que indiciam a eficácia deste tratamento, decidiu-se repetir o ensaio.

No reactor 2 ao final da semana o valor de CQO obtido já satisfazia as condições legais de descarga de águas residuais (CQO de 150 mg/L O₂).

Num segundo ensaio, as lamas utilizadas provieram da ETAR de Arreigada. Salienta-se que este ensaio não foi tão eficaz como o primeiro. Suspeita-se que as lamas não seriam tão concentradas como as utilizadas no ensaio anterior e tal como no primeiro ensaio houve a formação de espuma. Durante este ensaio houve alguma dificuldade em manter as lamas em suspensão. Este facto pode ter influenciado as baixas remoções de CQO.

Este ensaio foi efectuado nas mesmas condições que o ensaio anterior. Na figura B-2 apresentam-se os resultados obtidos neste segundo ensaio que decorreu entre 17 e 20 de Maio de 2010.



Figura B-1: Evolução da CQO no tratamento biológico por SBR, ensaio 2

Como estes resultados não foram tão satisfatórios, pois a remoção de CQO era praticamente nula, resolveu-se efectuar um novo ensaio.

Neste 3º ensaio, inicialmente tentou-se aclimatizar as lamas ao efluente. Por esse motivo em ambos os reactores adicionaram-se 400 mL de lamas activadas, 400 mL de água e 200 mL de efluente. As lamas adicionadas neste ensaio foram fornecidas pela ETAR de Parada. Tal como nos ensaios anteriores, ao longo da semana, após a decantação,

retiraram-se diariamente (com excepção dos fins de semana) amostras de 100 mL e adicionaram-se 100 mL de clarificado. No reactor 2 foram inicialmente adicionados 50 mg de carvão activado. Este ensaio decorreu entre 25 de Maio e 27 de Julho de 2010.

Na figura B-3 apresenta-se a evolução do oxigénio dissolvido nos reactores 1 e 2.

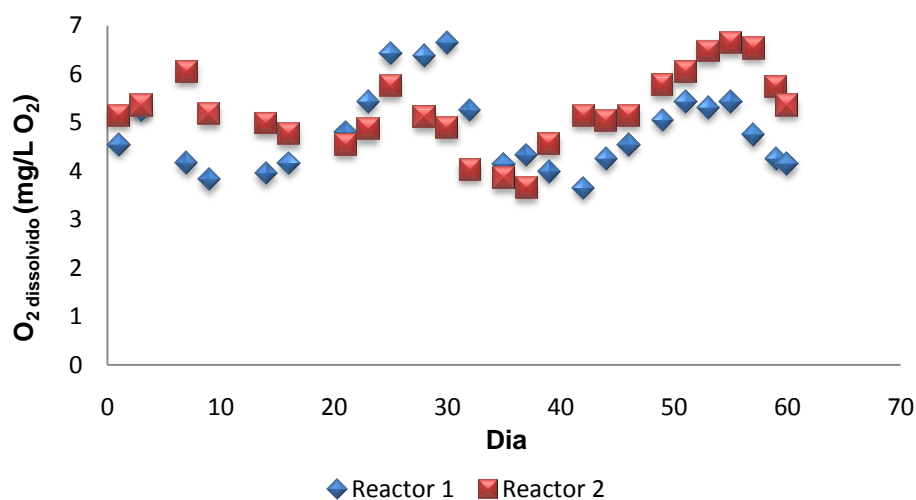


Figura B-2: Evolução do oxigénio dissolvido no reactor 1 e 2

Os restantes resultados e respectiva discussão deste ensaio encontram-se no Capítulo 3 no ponto 3.2.

C. Resultados experimentais do processo de oxidação química

A oxidação química é um processo que apresenta grande eficiência no tratamento de efluentes com elevada quantidade de compostos tóxicos não biodegradáveis. Através de reacções químicas de oxidação podem degradar-se compostos orgânicos tóxicos, diminuir a carência química de oxigénio e a intensidade de cor dos efluentes. (Castro e Faria, 2001)

O reagente de Fenton é aplicado essencialmente no tratamento de águas residuais, lamas e na remediação de solos contaminados. Entre os vários efeitos obtidos com o tratamento de Fenton, destacam-se a degradação da matéria orgânica, a diminuição da toxicidade, o aumento da biodegradabilidade, a diminuição da carência biológica de oxigénio, carência química de oxigénio e o carbono orgânico total, e a remoção de cor e de odor.

Em oposição a outros métodos de oxidação, o processo Fenton permite obter, nas melhores condições experimentais, 100% de remoção de cor aparente e quase completa remoção de CQO. As altas eficiências de remoção deste método podem ser explicadas pelo facto de as reacções de oxidação estarem associadas à coagulação que ocorre devido à presença de catiões Fe^{2+}/Fe^{3+} , que funcionam quer como catalisador quer como coagulante (Morais, 2005)

C.1. Reagente de Fenton

Estudou-se a eficiência da oxidação química no clarificado obtido após o tratamento de coagulação/floculação.

C.1.1. Cálculo da concentração do Sulfato Ferroso e do Peróxido de Hidrogénio para o ensaio do reagente de Fenton

Nos ensaios de oxidação química manteve-se constante a massa de peróxido de hidrogénio (H_2O_2) e esta é igual à estequiometricamente necessária.

O exemplo de cálculo apresentado foi realizado para uma CQO média de 3000 mg/ LO_2 , uma vez que este valor representa o valor médio de CQO obtida após o tratamento de coagulação/floculação, e refere-se a uma razão mássica de Fe^{2+}/H_2O_2 de 1/5.

Para a determinação do volume do **Peróxido de Hidrogénio**, deve-se ter em atenção a seguinte reacção química.



A massa de oxigénio necessária para a degradação do efluente, m_{O_2} , corresponde à CQO (3000 mg/L O_2) presente no volume total de efluente (0,750 L), obtendo-se desta forma 2,250 g de O_2 , correspondendo a 0,070 mol de O_2 .

De acordo com a reacção representada pela equação C-1 o número de moles de peróxido de hidrogénio corresponde ao dobro do número de moles do oxigénio, desta forma obtêm-se 0,140 mol de H_2O_2 .

O peróxido de hidrogénio disponível no laboratório é uma solução de peróxido de hidrogénio 35% m/m que corresponde à massa de 13,661 gramas de peróxido de hidrogénio. Assim o volume de peróxido de hidrogénio estequiometricamente necessário é de 12,3 mL.

A determinação da massa de **Sulfato Ferroso** relaciona-se com a massa de Fe^{2+} , necessário para a razão em estudo, 1/5. Como foi considerada a razão de $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$ de 1/5 a massa de Fe^{2+} é de 0,9563 g, que corresponde a 4,7581 g de sulfato ferroso heptahidratado.

De acordo com o exemplo cálculo apresentado anteriormente, na tabela C-2 apresenta-se a massa de sulfato ferroso heptahidratado e o volume de peróxido de hidrogénio a adicionar, para as diferentes razões $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$, utilizadas nos ensaios efectuados.

Tabela C-1: Massa de $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ e volume de H_2O_2 para as diferentes razões de $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$

Razão ($\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$)	$m_{\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}}$ (g)	Volume H_2O_2 (mL)
1/3	7,9302	12,3
1/5	4,7581	12,3
1/10	2,3781	12,3

Devido a um erro de cálculo os primeiros ensaios foram efectuados para razões diferentes das pretendidas, assim os ensaios foram realizados para razões de $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$ de 1/1, 2/7. Estes ensaios foram realizados para temperaturas entre 20 e 30 °C e pH compreendido entre 3 e 4. Na tabela C-3 apresentam-se as condições de operação para cada ensaio.

Tabela C-2: Condições de operação nos ensaios realizados com o reagente de Fenton

Ensaio	pH	Razão	T (°C)	Tempo (s)	Volume final (mL)	Volume de lamas (mL)
1	3	1/1	20	2400	1000	475
2	4	1/1	20	4440	1000	450
3	3	2/7	20	4020	900	50
4	4	2/7	20	3780	850	150
5	3	1/1	30	2400	1000	800
6	4	1/1	30	4260	1000	800

Relativamente aos ensaios efectuados verificou-se que em todos, excepto no ensaio 6, o clarificado continha uma cor amarelada, isto deve-se à presença de ferro neste. Por este motivo apenas se efectuou a análise do clarificado obtido no ensaio 6. Na tabela apresenta-se os resultados obtidos.

Tabela C-3: Características do clarificado obtido no reagente de Fenton

	SST (mg/L)	CQO (mg/L O ₂)
Efluente inicial	12100	20400
Clarificado após coagulação	108	2949
Clarificado ensaio 6	21	555

Nas figuras seguintes apresentam-se a evolução temporal da temperatura, do potencial oxidação redução (ORP) e do pH, para todos os ensaios.

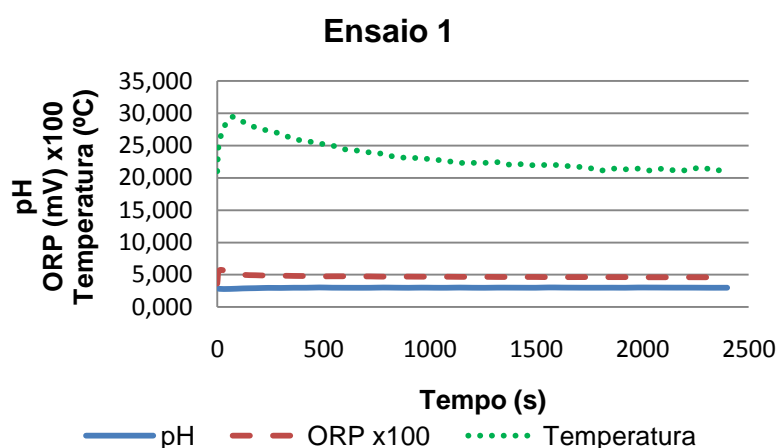


Figura C-1: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 1

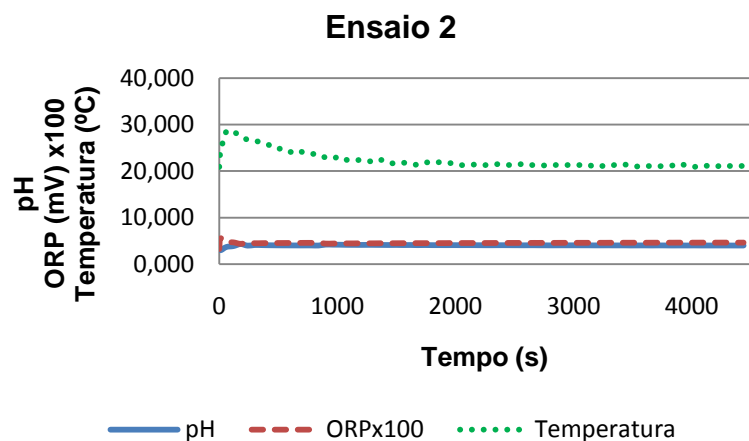


Figura C-2: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 2

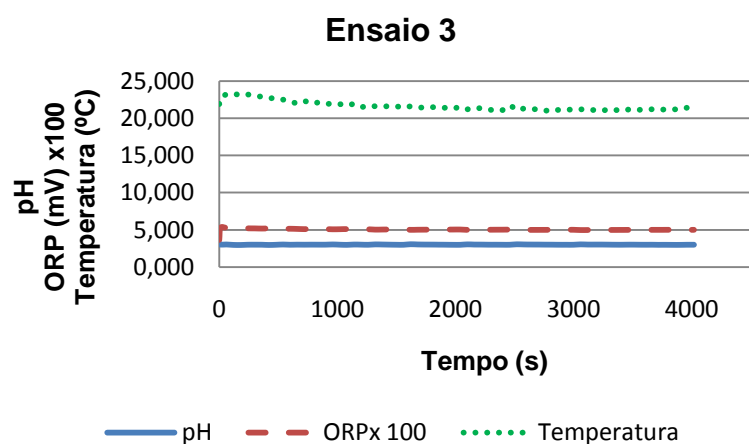


Figura C-3: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 3

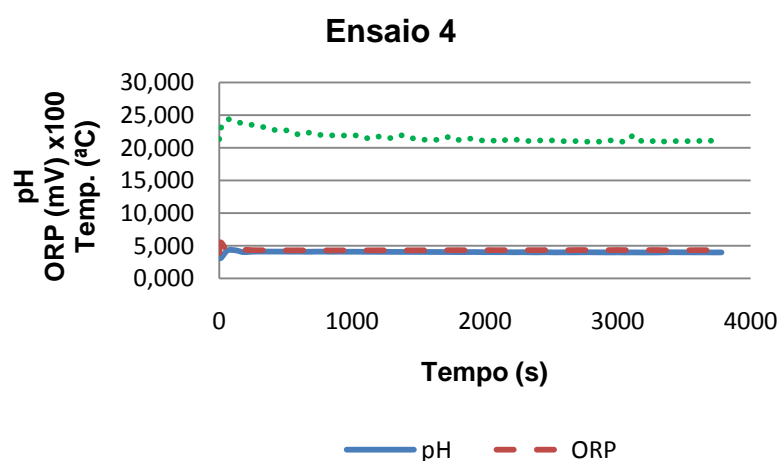


Figura C-4: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 4

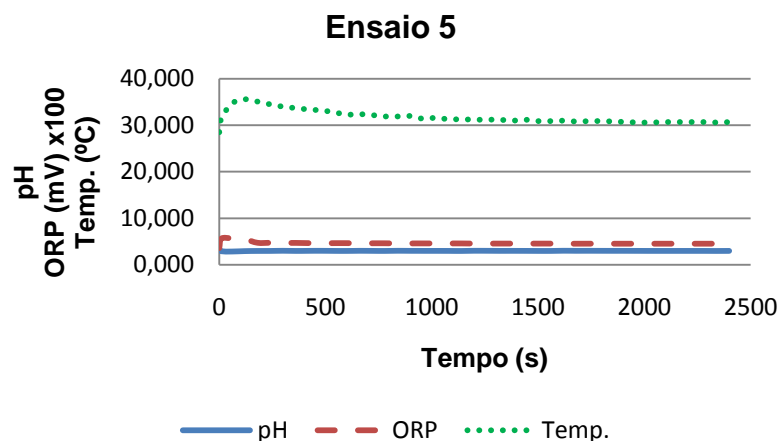


Figura C-5: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 5

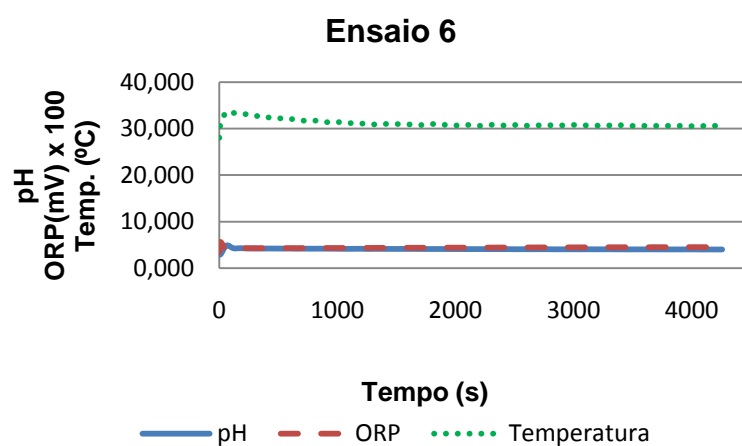


Figura C-6: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH, ensaio 6

Nos ensaios com reagente de Fenton o acerto de pH, normalmente, é realizado com hidróxido de sódio, mas uma vez que, no ensaio de coagulação/floculação se utiliza a cal, experimentou-se realizar o acerto de pH com a suspensão de cal. Durante a execução dos ensaios verificou-se que este acerto era bastante complicado, optando-se assim pela continuação da utilização do hidróxido de sódio.

Após correcção dos cálculos efectuou-se os ensaios para as razões pretendidas, ou seja, para 1/3, 1/5 e 1/10. Iniciou-se o ensaio para a razão de 1/3, temperatura de 30°C e pH de 3.

A evolução temporal da temperatura, pH e ORP, apresenta-se na figura C-7.

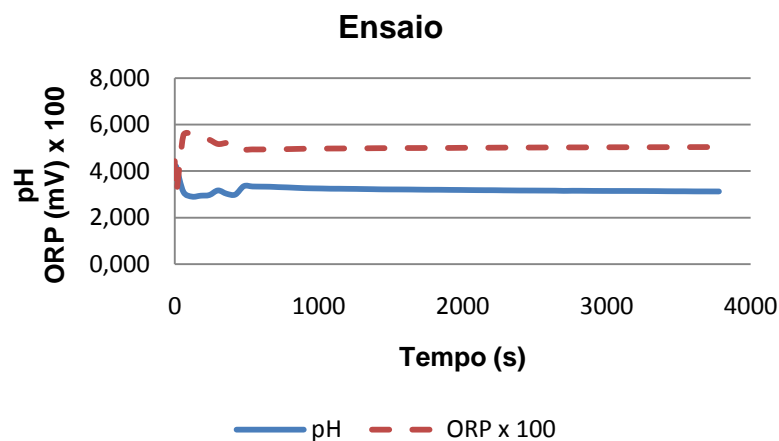


Figura C-7: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH

Na figura anterior não se apresenta a evolução temporal da temperatura, pois o eléctrodo de temperatura estava avariado. Salienta-se que este clarificado não foi analisado, pois apresentava uma cor amarela intensa, querendo isto dizer que este continha ferro.

Nota-se que as restantes condições, as diferentes razões de $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$, as diferentes temperaturas e os diferentes pH não foram estudados, porque em simultâneo com este tratamento estava a ser realizado o tratamento biológico e neste último tratamento obteve-se bons resultados, como pode ser confirmado no anexo B. Optou-se desta forma por otimizar o tratamento biológico, já que este é mais simples na sua execução como em custos operacionais e de manutenção.

C.2. Peróxido de Hidrogénio

Neste ensaio pretendeu-se estudar a eficiência da oxidação química apenas com o peróxido de hidrogénio, na redução da matéria orgânica presente no clarificado após a coagulação/floculação.

A oxidação química apenas com o peróxido de hidrogénio não é muito utilizada, pelo que existe muito pouca informação acerca das possíveis condições óptimas de operação, assim, como primeira análise deste processo efectuou-se o ensaio de acordo com as condições de operação indicadas na tabela C-5, optou-se por usar uma quantidade de H_2O_2 em excesso, assim a quantidade estequiométrica seria de 12,3 mL e neste ensaio utilizou-se um volume de 20 mL. Apesar não ser muito frequente a utilização de apenas o peróxido de hidrogénio, efectuou-se este estudo, pois pretendia-se diminuir a produção de lamas neste processo.

Tabela C-4: Condições de operação do ensaio de oxidação química com peróxido de hidrogénio.

Condições de operação	
Volume de efluente (L)	0,750
Volume H ₂ O ₂ (mL)	20
Temperatura (°C)	20
pH (Escala Sørensen, 25°C)	10

A seguir apresenta-se a evolução da temperatura, do ORP e do pH ao longo do tempo.

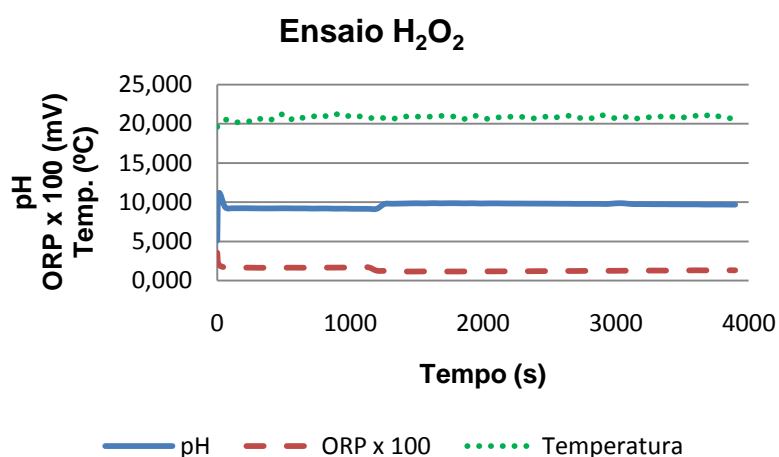


Figura C-8: Evolução temporal da temperatura do ORP e do pH no ensaio com H₂O₂

Após a decantação verificou-se que existia a libertação de bolhas de oxigénio, o que significa que o peróxido de hidrogénio utilizado foi em excesso ou então que o tempo da reacção não foi o suficiente para que a reacção ocorresse totalmente. Pelo que não se efectuou a análise do clarificado obtido. Pretendia-se repetir o ensaio, mas pelo facto de no tratamento biológico se ter obtido resultados satisfatórios optou-se pela optimização do tratamento biológico, pelas mesmas razões apresentadas no reagente de Fenton.

D. Resultados experimentais do tratamento biológico utilizando o leito percolador

O leito percolador, também denominado de leito biológico, é constituído por um leito de material, normalmente de plástico, onde os microrganismos se irão fixar e desenvolver. Na camada de biomassa (microrganismos) pode-se destacar duas sub-camadas, uma formada por microrganismos aeróbios, a mais externa, e outra por microrganismos anaeróbios, a camada mais interna. Os microrganismos aeróbios obtêm o oxigénio através do ar que circula no leito. A camada biológica não deve ultrapassar os 4 mm de forma a se evitar a colmatação do leito.

No arranque do processo fez-se passar pelo leito lamas activadas provenientes da ETAR de Parada, este procedimento teve como objectivo fixar os microrganismos no material presente no leito. Em simultâneo, fez-se passar leito água com alimento (hidrogeno fosfato de amónia) para que a biomassa de desenvolve-se nos suportes.

Assim, que os suportes continham biomassa efectuou-se a alimentação do clarificado ao leito. Este processo funcionou em circuito fechado, isto é o tanque de alimentação à coluna funcionava como decantador como se observa na figura D-1.

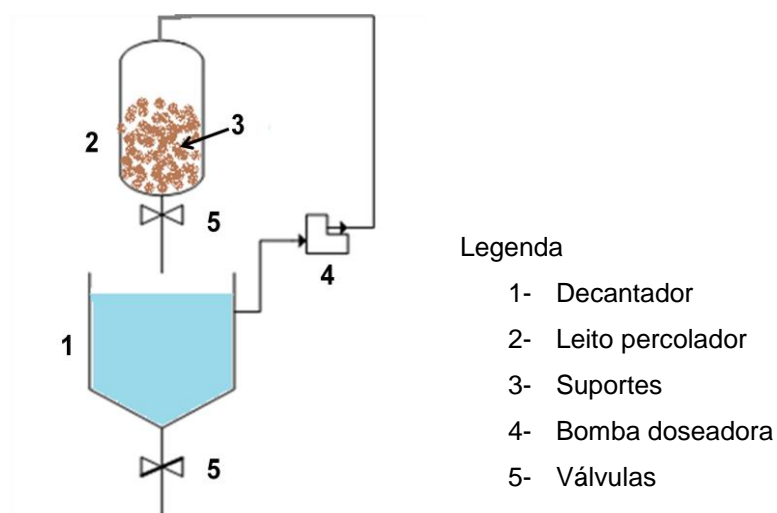


Figura D-1: Esquema do leito percolador estudado

Após a fixação da biomassa, fez-se passar o efluente, no primeiro dia o efluente estava diluído, pois adicionou-se 100 mL de água e 300 mL de efluente e 2 mL de alimento, nos dias seguintes fez-se a adição de 300 mL de clarificado e 2 mL de alimento. A recolha da

amostra era efectuada à saída da coluna do leito percolador. O clarificado, proveniente do processo de coagulação/floculação, alimentado ao leito apresentava características presentes na tabela D-1.

Tabela D-1: Características do clarificado alimentado ao leito percolador

Parâmetro	Gama de valores
CQO (mg/L O ₂)	2726-3465
CBO ₅ (mg/L O ₂)	320-400
pH (Escala Sørensen, 25°C)	6,70-7,90
SST (mg/L)	80-200
SSV (mg/L)	63-120

Na figura D-2, apresenta-se a evolução da CQO ao longo do tempo. O ensaio decorreu entre 14 de Junho e 16 de Julho de 2010.

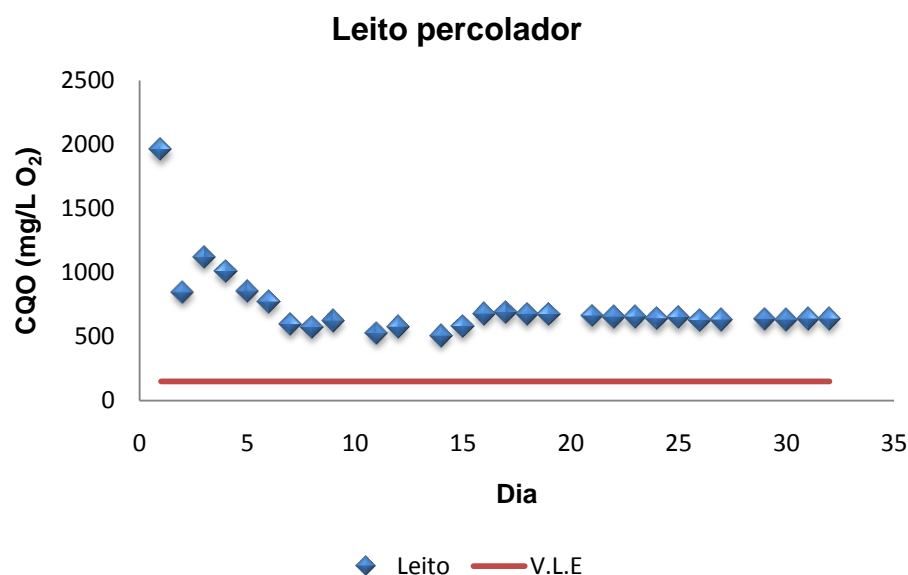


Figura D-2: Evolução temporal da CQO no leito percolador

Da análise da figura anterior verifica-se que a CQO diminui, assim pode-se afirmar que o clarificado adicionado era tratado, apesar disto, o valor final ainda se encontra acima do valor permitido por lei para a descarga de águas residuais.

E. Plano factorial aplicado aos ensaios de coagulação floculação

Os ensaios em que foi utilizado o plano factorial tiveram como principal objectivo estudar a influência da concentração e do volume da base em simultâneo. O plano factorial estudado é da ordem 2^2 , isto porque estão em estudo dois parâmetros, a concentração e o volume, assim para cada estudo é necessário efectuar 4 ensaios, correspondentes aos gobelés de 1 a 4, estes pontos representam os vértices. Serão efectuados mais 3 ensaios, gobelés 5 a 7, que representam os pontos centrais.

O efluente utilizado nos ensaios do plano factorial, apresenta as características iniciais presentes na tabela E-1.

Tabela E-1: Características iniciais do efluente utilizado nos ensaios de plano factorial

Parâmetros	Valores
CQO (mg/L O ₂)	23421
pH	4,11

No ponto E.1. apresenta-se os planos factoriais e respectivos resultados obtidos na aplicação da cal, no ponto E.2. apresentam-se os planos factoriais e respectivos resultados obtidos na aplicação do hidróxido de sódio.

E.1. Plano factorial utilizando a cal

No primeiro ensaio o plano factorial escolhido foi o apresentado na tabela seguinte.

Tabela E-2: Plano factorial

Gobelé	c _{Cal} (g/L)	V _{Cal} (mL)	c _{Cal}	V _{Cal}	c _{Cal} . V _{Cal}	Formação de flocos
1	25	15	-1	-1	+1	Sim
2	15	15	+1	-1	-1	Sim
3	25	5	-1	+1	-1	Sim
4	15	5	+1	+1	+1	Não
5	20	10	0	0	0	Sim
6	20	10	0	0	0	Sim
7	20	10	0	0	0	Sim

Na realização deste ensaio verificou-se que para o vértice, correspondente ao gobelé 4, não se formaram flocos, assim este plano factorial não pode ser analisado. Foi realizado novo ensaio, alterando os valores de concentração e volume, neste segundo ensaio foi utilizado o seguinte plano factorial.

Tabela E-3: Plano factorial

Gobelé	C _{cal}	V _{cal}	SS	C _{cal}	V _{cal}	C _{cal} · V _{cal}
1	25	10	132,3	1	1	1
2	15	10	112,7	-1	1	-1
3	25	20	186,7	1	-1	-1
4	15	20	136,7	-1	-1	1
5	20	15	297,3	0	0	0
6	20	15	171,3	0	0	0
7	20	15	277,3	0	0	0
	Efeito			69,30	-78,70	-30,70
	Coeficientes		248,63	17,33	-19,68	-7,68
	Variância			1200,62	1548,42	235,62
	Var. erro		4585,33			
	F			0,26	0,34	0,05
F(0,05;1;2)	18,51			ok	out	ok
	Média vértices		142,03			
	Média centro		248,63			

Pela análise do plano factorial, apresentado na tabela E-3, pode-se observar que a média dos pontos centrais é superior à média dos vértices, isto significa que ainda não se enquadrou o óptimo, sendo necessária a realização de um novo plano factorial. O novo ensaio não foi efectuado, pois chegou-se à conclusão que este não seria o melhor caminho, já que se estava afastar dos valores óptimos obtidos nos ensaios anteriores de coagulação/floculação e de acerto de pH. Concluiu-se assim este estudo prosseguindo-se com o estudo de coagulação/floculação presente no anexo A, com os coagulantes sulfato de alumínio e o cloreto férrico.

E.2. Plano factorial utilizando o hidróxido de sódio

Neste primeiro ensaio, com o hidróxido de sódio, estudou-se o seguinte plano factorial.

Tabela E-4: Plano factorial

Gobelé	C _{NaOH} (g/L)	V _{NaOH} (mL)	C _{NaOH}	V _{NaOH}	C _{NaOH} .V _{NaOH}	Formação de flocos
1	25	8	1	1	1	Sim
2	15	8	-1	1	-1	Sim
3	25	2	1	-1	-1	Não
4	15	2	-1	-1	1	Não
5	20	5	0	0	0	Sim
6	20	5	0	0	0	Sim
7	20	5	0	0	0	Sim

Na realização do ensaio referente ao plano factorial acima descrito, verifica-se que para os vértices correspondentes aos gobelés 3 e 4 não houve a formação de flocos, assim, não se pôde analisar este plano factorial. Seguiu-se o estudo de um novo plano, estando este representado na tabela seguinte.

Tabela E-5: Plano factorial

Gobelé	C _{NaOH} (g/L)	V _{NaOH} (mL)	SST (mg/L)	C _{NaOH}	V _{NaOH}	C _{NaOH} V _{NaOH}
1	25	10	121,3	1	1	1
2	15	10	214	-1	1	-1
3	25	5	157,3	1	-1	-1
4	15	5	123,3	-1	-1	1
5	20	7,5	151,3	0	0	0
6	20	7,5	126,5	0	0	0
7	20	7,5	149,3	0	0	0
Efeito				-58,70	54,70	-126,70
Coeficientes			142,37	-14,68	13,68	-31,68
Variância				861,42	748,02	4013,22
Var. erro			189,81			
F				4,54	3,94	21,14
F(0,05;1;2)	18,51			ok	ok	ok
Média vértices			153,98			
Média centro			142,37			

Na tabela anterior pode-se verificar que a média dos pontos centrais, é superior à média dos vértices, isto significa que ainda não se enquadrou o óptimo, sendo necessário efectuar um novo plano factorial.

Tal como aconteceu com a cal o plano factorial para o hidróxido de sódio, foi abortado, uma vez que se estava a afastar dos valores óptimos antes obtidos. Tal como acontecera como ensaio com cal foi aprofundado o estudo presente no Anexo A.

F. Dimensionamento da unidade de coagulação/floculação

Neste anexo apresentam-se os cálculos necessários à determinação do volume de lamas obtidas no processo de coagulação/floculação.

Nos cálculos apresentados neste anexo adoptaram-se os seguintes dados, obtidos experimentalmente ou retirados da literatura.

- Volume diário de efluente a tratar = 4 m^3
- $SST_{\text{inicial}} = 12500 \text{ mg/L}$
- Dosagem de cal: $0,5 \text{ g/L}_{\text{efluente}}$
- Dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (equivalente a 17% Al_2O_3): $0,4 \text{ g/L}_{\text{efluente}}$
- Densidade das lamas produzidas: 1,02 (Metcalf e Eddy, 1995)
- % Remoção de sólidos suspensos totais: 98% (valor experimental)
- % Humidade nas lamas produzidas: 97%

F.1 Determinação do consumo de produtos químicos e água para diluição

Consumo semanal de suspensão de cal

Segundo os resultados experimentais, a dose da suspensão de cal a adicionar é de $500 \text{ mg}_{\text{CaO}}/\text{L}_{\text{efluente}}$.

A suspensão de cal fornecida pela Quimitécnica tem concentração de $284 \text{ g}_{\text{CaO}}/\text{L}$. Como é necessária uma massa de 500 g por m^3 de efluente, terá que ser adicionado, um volume de 1,8 L da suspensão de cal por cada m^3 de efluente.

Sendo o volume semanal de efluente de 20 m^3 são necessários 36 L da suspensão de cal, por semana.

Consumo semanal de solução de sulfato de alumínio

A dose de sulfato de alumínio (a 17% Al_2O_3) a adicionar, neste processo, é de $400 \text{ mg/L}_{\text{efluente}}$, de acordo com os resultados experimentais.

O sulfato de alumínio comercializado pela Quimitécnica é uma solução concentrada equivalente a 8,3% em Al_2O_3 . ($\rho = 1,33 \text{ kg/m}^3$). Sendo necessária uma massa de sulfato de alumínio (equivalente a 17% Al_2O_3) de 400 g por m^3 de efluente, significa que terá que ser adicionada uma massa de solução concentrada de sulfato de alumínio de 820 g (equivalente a 8,3% em Al_2O_3) por m^3 de efluente. Prevendo-se utilizar uma solução diluída (10% p/p em sulfato de alumínio), é necessário adicionar 4,1 kg desta solução por cada m^3 de efluente.

Como o volume semanal de efluente é de 20 m³ serão necessários 82 kg de solução de sulfato de alumínio diluída (equivalente a 1,7% Al₂O₃), correspondendo a adicionar cerca de 66 L de água a um volume de solução comercial de sulfato de alumínio de 12,3 L, semanalmente.

F.2 Determinação do volume diário de lamas formadas

A massa de sólidos removidos é estimada de acordo com a percentagem de remoção, obtida experimentalmente de 98%. Para o volume diário e concentração inicial de SST no efluente a tratar (valores indicados anteriormente), prevê-se a remoção diária de 49 kg de sólidos. Não estão considerados neste valor os sólidos produzidos por reacção resultante da adição de agentes coagulantes/floculantes. Prevê-se, que, face às doses de sulfato de alumínio e de cal utilizadas, a quantidade desses precipitados seja pouco significativa quando comparada com a massa de sólidos anteriormente referida (49 kg). A título de exemplo, e admitindo que todo o Al³⁺ adicionado precipitaria como hidróxido (equação F-1), estimou-se em 416,5 g a massa diária desse precipitado. Para chegar a este valor, relembra-se que se gastam diariamente 3,28 kg de solução comercial de sulfato de alumínio equivalente a 8,3% de Al₂O₃, estando disponíveis para reagir 5,34 mol de Al³⁺.



Seguidamente determina-se o volume de lamas produzido diariamente, pelas equações F-2 e F-3, arredondando a massa de sólidos formados para 50 kg diários.

$$m_{\text{lamas}} = \frac{m_{\text{sólidos totais}}}{\text{fracção de matéria seca}} \quad (\text{F-2})$$

$$V_{\text{lamas}} = \frac{m_{\text{lamas}}}{\rho_{\text{lamas}}} \quad (\text{F-3})$$

O volume de lamas diário resultante do tratamento primário é de cerca de 1,4 m³.

F.3 Dimensionamento dos decantadores estáticos DE1 e DE2

Como o processo funcionará em sistema descontínuo (*batch*) e se prevêem partidas diárias, o volume do decantador é essencialmente função do volume diário de efluente a tratar. Considerando um factor de segurança de 20%, cada um dos decantadores estáticos DE1 e DE2 (figura 4.2) deverá ter uma capacidade útil de 4,8 m³.

F.4. Cálculo da potência dos agitadores para DE1 e DE2

No processo de coagulação/floculação é necessária agitação rápida para promover a homogeneização do efluente com o coagulante, seguida de agitação lenta que permitirá a agregação dos flocos.

Para a determinação da potência do agitador teve-se em conta a agitação rápida. Assim e de acordo com Metcalf e Eddy (1995), o gradiente de velocidade, para o caso de mistura rápida é de 250 a 1500 s⁻¹. Para os cálculos seguintes arbitrou-se o gradiente de velocidade de 500 s⁻¹. A potência máxima de agitação pode ser determinada segundo a equação F-4.

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu \times V}} \Leftrightarrow P = G^2 \times \mu \times V \quad (F-4)$$

A potência necessária, para a agitação rápida, é de cerca de 1000 W (viscosidade = 1 Pa.s).

Segundo Metcalf e Eddy (1995) a velocidade relativa das pás para que os flocos não se desfaçam, em mistura lenta, deve estar compreendida entre 0,4 e 0,7 m/s. Nos cálculos seguintes arbitrou-se que essa velocidade seria de 0,6 m/s. Considerando que o diâmetro do círculo desenhado pelas pás do agitador (em rotação) deve ser 1/3 do diâmetro do tanque, sendo o diâmetro do tanque de 1650 mm o diâmetro das pás é de 550 mm.

A potência de agitação de um agitador de pás é determinada segundo a equação F-5.

$$P = \frac{C_D \times A \times \rho \times v^3}{2} \quad (F-5)$$

Da equação anterior P corresponde à potência de agitação, A à área transversal das pás, C_D é o coeficiente de arrasto das pás, que adopta o valor de 1,8 para pás rectangulares, ρ a massa específica do fluido e v a velocidade relativa das pás.

O agitador é composto por 3 pás e a área transversal é determinada segundo a equação F-6.

$$A = c_{pá} \times h_{pá} \times n_{pás} \quad (F-6)$$

Considera-se que a altura da pá, $h_{pá}$, corresponde a 1/5 do diâmetro do círculo desenhado pelas pás do agitador. A altura da pá é, por isso, de 110 mm e a área transversal das pás é de 0,091 m².

Neste momento é possível determinar a potência de agitação, pela equação F-5, que resulta em 18 W. Pela equação F-4, esta potência resulta num gradiente G de 67 s⁻¹, que está dentro da gama de valores de G aconselhados para processos de floculação de águas residuais (Metcalf e Eddy, 1995).

Assim, o agitador a adquirir deve ter potência variável que permita operar entre 18 e 1000 W.

F.5. Dimensionamento dos tanques de armazenamento de suspensão de cal e de solução de sulfato de alumínio, TA1 e TA2

O tanque de armazenamento terá a capacidade de satisfazer a quantidade de cal necessária para uma semana de trabalho. Sendo o volume semanal de efluente de 20 m³ são necessários 36 L da suspensão de cal, como descrito em F.1 Considerando um factor de segurança de 20%, o tanque TA1 deverá ter uma capacidade útil de 43,2 L.

Como se disse em F.1, serão necessários semanalmente cerca de 80 L de solução de sulfato de alumínio diluída (equivalente a 1,7% Al₂O₃). Considerando um factor de segurança de 20%, o tanque TA2 deverá ter uma capacidade útil de 96 litros.

G. Dimensionamento da unidade de tratamento biológico por SBR

No presente anexo encontram-se todos os cálculos e considerações necessários ao dimensionamento da unidade de tratamento biológico por SBR. O dimensionamento da unidade foi realizado segundo Metcalf e Eddy (1995), tendo como objectivos: o dimensionamento do reactor, a estimativa do volume de lamas no reactor, a quantidade de lamas a purgar e respectiva frequência. Foram ainda determinados a quantidade de oxigénio a admitir ao reactor e os consumos de nutrientes. Apresenta-se ainda neste Anexo a selecção dos difusores de ar e o cálculo da potência útil do compressor correspondente.

Salienta-se que os valores retirados da literatura foram comparados, sempre que possível, com os valores obtidos experimentalmente.

G.1. Volume do reactor, quantidade de lamas formadas e purga de lamas

Considera-se que o afluente que alimenta o processo biológico é resultante do processo de coagulação/floculação e apresenta as seguintes características.

- Volume diário de afluente, $V_b = 3 \text{ m}^3$ (volume considerado por excesso)
- SST = 200 mg/L
- SSV = 120 mg/L
- $S_0 = \text{CBO}_5 = 400 \text{ mg/L O}_2$
- Alcalinidade = 45 mg/L CaCO_3
- Fósforo = 1 mg/L P
- Azoto = 9 mg/L N

A caracterização do licor misto obtido no processo de tratamento biológico efectuado em laboratório conduziu aos seguintes valores.

- SSTLM = 2600 mg/L (sólidos suspensos totais no licor misto)
- SSVLM = 2100 mg/L (sólidos suspensos voláteis no licor misto)
- Concentração das lamas sedimentadas = 16800 mg/L

Note-se que os valores apresentados dizem respeito ao efluente do reactor 2, uma vez que neste se obtiveram os melhores resultados, como foi referido no Capítulo 3. Estes

resultados correspondem a valores médios de determinações feitas na fase final do ensaio, com condições já praticamente estacionárias.

Determinação do IVL

Um dos critérios mais importantes no dimensionamento da unidade de tratamento é o índice volumétrico de lamas (IVL), uma vez que este representa a capacidade de decantabilidade do licor misto. O IVL define-se como o volume, em mL, ocupado por um grama de sólidos (secos) em suspensão do licor misto após decantação durante 30 minutos num cone Imhoff com a capacidade de 1000 mL. O IVL é determinado pela equação G-1, em que o volume de lamas é o valor lido experimentalmente e a massa de sólidos totais pode ser obtida pelo produto da concentração SSTLM pelo volume de licor misto usado nesta determinação (1000 mL).

$$IVL = \frac{V_{\text{lamas}}}{\text{massa de sólidos totais}} \quad (\text{G-1})$$

Segundo a determinação experimental, em que se usou licor misto proveniente do reactor 2, o volume de lamas ocupado ao fim de 30 minutos foi de 250 mL, o que conduz a $IVL = 96 \text{ mL/g}$. Para valores entre 35 e 150 mL/g de IVL o licor misto apresenta boa decantabilidade (Ramalho, 1996).

Dimensionamento

Ramalho (1995) apresenta valores de parâmetros biocinéticos determinados à escala laboratorial a 20°C, para a produção de biomassa no tratamento biológico de diferentes tipos de efluentes. Foram seleccionados valores para estes parâmetros dentro da gama proposta para águas residuais da indústria química, à temperatura de 20°C, uma vez que esta é a temperatura média em Portugal:

$$Y = 0,65 \text{ kg SSVLM/kg CBO}_5 \text{ e } k_d = 0,05 \text{ d}^{-1}$$

Os restantes dados necessários para o dimensionamento (retirados da literatura ou determinados experimentalmente) e condições de operação indicam-se de seguida:

- Tempo de retenção hidráulico (t_r): 1 dia
- F/M de projecto: 0,1 kg CBO₅/ kg SSVLM.d (Metcalf e Eddy (1995))
- Relação SSVLM/SSTLM: 0,8 (Metcalf e Eddy (1995) e verificado experimentalmente)

- Densidade das lamas: 1,02 (Metcalf e Eddy (1995))
- Estima-se que o efluente contenha 20 mg/L de sólidos biológicos em que 65% são biodegradáveis (Metcalf e Eddy (1995))
- CBO_L dos microrganismos = $1,42 \text{ mgO}_2 \text{ consumido/mg células oxidadas} \times \text{concentração dos microrganismos}$ (Metcalf e Eddy (1995))
- $CBO_5 = 0,68 CBO_L$ (Metcalf e Eddy (1995))
- Em cada dia decanta-se 50% do volume de reactor
- Purga de lamas: semanal

No final do tratamento pretende-se que o efluente tenha 20 mg/L O_2 de CBO_5 (S_e).

A determinação dos sólidos suspensos biodegradáveis conduz ao valor de 13 mg/L e, conseqüentemente, $CBO_L = 18,5 \text{ mg/L } O_2$. Assim, o valor de CBO_5 dos sólidos suspensos no efluente tratado será de 12,6 mg/L O_2 .

Pode agora estimar-se a concentração de CBO_5 solúvel no efluente tratado (S) como a diferença entre o valor de CBO_5 total pretendido (20 mg/L O_2) e o valor de CBO_5 estimado nos sólidos suspensos. O valor resultante de S é de 7, mg/L O_2 .

De seguida determinam-se as concentrações de SST e SSV e a massa de SSV presentes no licor misto. A concentração dos SSV presentes no licor misto pode ser estimada utilizando a equação G-2.

$$SSVLM = \frac{V_b \times S_0}{t_r \times V_{\text{útil}} \times (F/M)} \quad (G-2)$$

A determinação da concentração dos SSVLM implica o conhecimento do volume útil ($V_{\text{útil}}$) do reactor. Considerando o tempo de retenção é de 1 dia e estimando-se que se decanta diariamente 50% do volume do reactor, o volume útil do reactor, segundo a equação G-3, é de 6 m³.

$$V_{\text{útil}} = \frac{V_b}{\% \text{decantação}} \quad (G-3)$$

Com o conhecimento do volume útil do reactor é agora possível determinar a concentração de SSVLM pela equação G-2, obtendo-se 2000 mg/L. Este valor é muito próximo do valor obtido experimentalmente, 2100 mg/L. Para os cálculos posteriores, usou-

se o valor experimental. A massa de SSVLM (M_{SSVLM}) existente no volume útil de 6 m^3 será então de 12,6 kg.

Por sua vez, a concentração dos SSTLM pode ser determinada segundo a equação G-4.

$$SSTLM = \frac{(SST - SSV) \times V_b + \frac{SSVLM}{0,8} \times V_{\text{útil}}}{V_{\text{útil}}} \quad (G-4)$$

Comparando o valor da concentração de SSTLM assim obtida, 2665 mg/L, com a concentração obtida experimentalmente, 2600 mg/L, verifica-se que os valores são da mesma ordem de grandeza. Para efeitos de dimensionamento considerou-se o valor mais elevado, que conduzirá a um maior volume de lamas. Assim, a massa dos sólidos suspensos totais presentes no licor misto do reactor (M_{SSTLM}), para um volume útil de 6 m^3 será de 16 kg.

Em seguida pretende-se estimar o volume ocupado pelas lamas sedimentadas no final do ciclo de 7 dias, antes da realização da purga de lamas do reactor.

Para tal é necessário determinar a massa de sólidos SST contidos no licor misto presente no reactor no final de cada dia. Este valor é determinado segundo a equação G-5.

$$M_{SSTLM_n} = M_{SSTLM_0} + \sum_{n=1}^{n=7} [(P_{Xn} / 0,8) + SS_{in}] \quad (G-5)$$

P_{Xn} representa a massa de sólidos gerados no n-ésimo dia devido à conversão da matéria orgânica contida na água residual e é determinada segundo a equação G-6,

$$P_{Xn} = Y \times (S_0 - S) \times V_b - k_d \times M_{SSVLM_{n-1}} \times t_r \quad (G-6)$$

em que $M_{SSVLM_{n-1}}$ representa a massa dos sólidos suspensos voláteis presentes no licor misto do reactor, no (n-1)-ésimo dia.

A massa de sólidos suspensos inertes (SS_{in}) adicionados no n-ésimo dia, pode ser determinada segundo a equação G-7.

$$SS_{in} = (SST - SSV) \times V_b \quad (G-7)$$

De acordo com as equações G-5, G-6 e G-7, obtêm-se os valores presentes na tabela G-1.

Tabela G-1: Massa de lamas produzidas ao longo de uma semana

Dia	P_{xn} (kg)	SS_{in} (kg)	M_{SSTLM} acumulada (kg)
1	0,111	0,24	16,4
2	0,105	0,24	16,8
3	0,106	0,24	17,1
4	0,106	0,24	17,5
5	0,106	0,24	17,9
6	0,106	0,24	18,2
7	0,106	0,24	18,6

De acordo com os valores da tabela G-1 a massa de lamas acumuladas ao longo de uma semana, antes da purga de lamas, é de 18,6 kg.

O volume de lamas presentes no reactor biológico ao fim de sete dias, V_L , é determinado considerando-se a concentração média das lamas sedimentadas igual a 8000 mg/L. Utiliza-se o valor da literatura (Metcalf e Eddy, 1995), e não o valor determinado experimentalmente (16800 mg/L) uma vez que este valor é bastante superior aos que se encontram na literatura e que o dimensionamento deve ser realizado prevendo as piores condições. Assim, o valor de V_L é igual a 2,33 m³.

Depois da determinação do volume de lamas verificou-se a que altura este corresponderia, no reactor.

Como se viu anteriormente, o volume útil do reactor biológico é de 6 m³. Considerado um factor de segurança de 15%, concluiu-se que o volume mínimo do reactor a adquirir deveria ser de 6,9 m³. O tanque (reactor biológico) inicialmente seleccionado de entre os consultados no mercado, com capacidade de 7 m³, tem 2,23 m de altura e 2 m de diâmetro. Para esta área de secção recta (3,14 m²), a altura ocupada pelas lamas no final da semana é de 0,74 m. Por outro lado, depois de retirado o volume de 3 m³ de clarificado, a altura total de licor misto (incluindo as lamas sedimentadas) que permanece no reactor será de 0,96 m. Nestas condições considera-se que a camada de licor clarificado que permanece no reactor (0,22 m de altura) é suficiente para evitar o arrastamento de lamas sedimentadas, aquando da remoção dos 3 m³ de clarificado.

Esta conclusão valida a opção tomada de fazer uma purga semanal de lamas.

Quantidade de lamas biológicas purgadas

Pelos valores apresentados na Tabela G-1, a purga de lamas deve ser de 325 litros semanais de lamas sedimentadas, o que corresponde a retirar do sistema 2,6 kg de sólidos totais em suspensão (concentração de 8000 mg/L). Esta massa é obtida como a diferença entre a massa de sólidos acumulada, existente no reactor no 7º dia (18,6 kg) e a massa inicial de 16 kg de sólidos suspensos totais no licor misto.

G.2 Consumos de oxigénio e de nutrientes

Consumo de oxigénio

Ramalho (1995) apresenta valores de parâmetros cinéticos relacionados com o consumo de oxigénio, em sistemas de tratamento biológico de efluentes, determinados à escala laboratorial a 20°C, para diferentes tipos de efluentes. Foram seleccionados valores para estes parâmetros dentro da gama proposta para águas residuais da indústria química:

$$a = 0,718 \text{ kgO}_2/\text{kgCBO}_5 \quad \text{e} \quad b = 0,0852 \text{ d}^{-1}$$

O consumo de oxigénio diário, necessário para o arejamento, m_{O_2} , é calculado através da equação G-8 com base na necessidade de oxigénio para a matéria carbonácea

$$m_{O_2} = a \times (S_0 - S_e) \times V_b + b \times \text{SSVLM} \times V_{\text{útil}} \times t_r \quad (\text{G-8})$$

Como se viu anteriormente (tabela G-1), a quantidade de sólidos totais no interior do reactor (SBR) aumenta até ao momento em que é efectuada a purga de lamas. Pode admitir-se que a variação de sólidos suspensos voláteis apresenta o mesmo comportamento. Assim, no final de uma semana, e antes de ser efectuada a purga, a massa de SSVLM poderá ser estimada como $18,6 \text{ kg} \times 0,8$, ou seja, 14,9 kg, o que corresponde ao produto ($\text{SSVLM} \times V_{\text{útil}}$) da equação G-8. Nestas condições, o consumo diário máximo de oxigénio é de 2,1 kg.

Consumo de nutrientes

Para a degradação aeróbia biológica das águas residuais é necessária uma quantidade adequada de certos nutrientes, tais como: azoto, fósforo, cálcio, magnésio e vitaminas. Muitas águas residuais industriais têm carência de azoto e fósforo. (Ramalho, 1996)

A quantidade de azoto e fósforo a adicionar depende da quantidade de azoto e fósforo presente no afluente e da necessária para o desenvolvimento da biomassa.

Seguidamente determina-se a **quantidade de azoto** necessário para o desenvolvimento da biomassa.

É habitual considerar que a concentração de azoto solúvel no clarificado resultante do tratamento biológico deve ser da ordem de 1 mg/L. (Ramalho, 1996). No caso presente, e uma vez que o clarificado removido diariamente do sistema corresponderá a um volume de 3 m³, são retirados 3 g de azoto.

Por outro lado, considera-se que os SSVLM contêm 12% do seu peso como azoto (Ramalho, 1996). Em cada dia, pelos resultados da estimativa de produção de biomassa apresentados na tabela G-1, 0,111 kg (tabela G-1) de sólidos voláteis (biomassa). Pode admitir-se então que diariamente será necessário providenciar o azoto correspondente a 12 % daquela massa, ou seja, 13,32 g.

A quantidade de azoto disponível corresponde à quantidade de azoto presente no afluente. Relembra-se que a concentração de azoto no afluente é de 9 mg/L e portanto, diariamente, são admitidos 27 g de azoto nos 3 m³ de afluente alimentado.

Não é necessária a adição de azoto no processo.

Relativamente à determinação da **quantidade de fósforo** esta é análoga à determinação do azoto. Assim, estima-se que, a concentração de fósforo solúvel presente no efluente é igual a 0,5 mg/L (Ramalho, 1996). No caso presente, e uma vez que o clarificado removido diariamente do sistema corresponderá a um volume de 3 m³, são retirados 1,5 g de fósforo.

Por outro lado, considera-se que a biomassa contêm 2% do seu peso como fósforo (Ramalho, 1996). Como já indicado atrás, em cada dia, produz-se 0,111 kg de sólidos voláteis (biomassa). Pode admitir-se então que diariamente será necessário providenciar o fósforo correspondente a 2% daquela massa, ou seja, 2,22 g.

A quantidade de fósforo disponível corresponde à quantidade de fósforo presente no afluente. Relembra-se que a concentração de fósforo no afluente é de 1 mg/L e portanto, diariamente, são admitidos 3 g de fósforo nos 3 m³ de afluente alimentado.

Com base nas estimativas anteriores, haverá necessidade de adicionar diariamente 0,72 g de fósforo. Em alternativa, pode ser feita uma única adição semanal, após a purga de lamas.

Contudo salienta-se que as conclusões obtidas sobre a adição de nutrientes, devem ser confirmadas com uma análise mais completa ao clarificado obtido, de forma a confirmar as estimativas tomadas de 1 mg/L para o azoto e 0,5 mg/L para o fósforo.

G.3. Dimensionamento dos difusores

Para o arejamento do reactor biológico seleccionaram-se difusores da marca ABS NOPON sistema DDS, modelo KKI 215 (bolha fina), que permitem a admissão de caudais relativamente baixos de ar, tal como se pretende no sistema em dimensionamento.

As especificações deste tipo de difusores encontram-se descritas na tabela G-2.

Tabela G-2: Especificações dos difusores (fonte)

Especificações	Medidas
Caudal de ar (m ³ /h/difusor)	0,5-4,0
Diâmetro do difusor (mm)	215
Área superfície da membrana (m ²)	0,025
Tamanho das bolhas (mm)	1-3
Peso do difusor (kg)	0,770
Temperatura Máxima do ar (°C)	+80

Para determinar o número de difusores, começou-se por calcular o factor de transferência de oxigénio (OTE). O cálculo deste factor é efectuado através da expressão G-9 (Ramalho, 1996).

$$OTE \% = SOTE \times \left(\frac{\beta \times C_{m,s} - C_w}{9,2} \right) \times \theta^{T-20} \times \alpha \quad (G-9)$$

Para a determinação do factor de transferência de oxigénio, OTE, é necessário conhecer a eficácia de transferência de oxigénio *standard*, SOTE. A SOTE é um parâmetro específico dos difusores. Para a sua determinação arbitrou-se uma densidade (área total de superfície de difusores pela área total do fundo do tanque) de 7% e um caudal de ar por difusor de 1 m³/h (figura G-1). A figura G-1 apresentada corresponde a uma profundidade dos difusores de 4 m. Contudo e em conversação com o fabricante, verificou-se que se poderiam utilizar estes difusores e que se poderia usar a informação da figura desde que se efectuasse a correcção dos valores obtidos, através da relação entre as profundidades. A

profundidade a que se encontram os difusores é de 1,66 m, assim o factor de correcção é de 0,4.

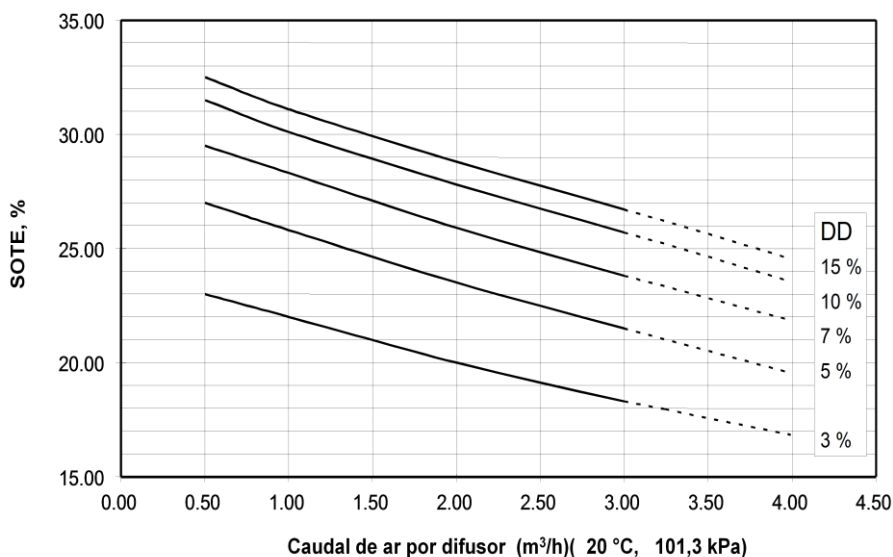


Figura G-1: SOTE em função do caudal de ar por difusor (para 4 m de profundidade)⁴

De acordo com os dados anteriores a SOTE obtida é de 11,3%, com a respectiva correcção de profundidades.

Na equação G-9 os valores de β (factor de correcção da concentração de oxigénio na água residual, relativamente a água corrente), α (relação entre os coeficientes de transferência de massa da água residual em relação a água corrente) e θ (factor de correcção da temperatura) tomaram valores aconselhados pela bibliografia (Metcalf e Eddy, 1995) respectivamente de 0,95; 0,6; 1,024.

O valor de 9,2 presente na equação G-9, refere-se à concentração de saturação de oxigénio na água destilada, em mg/L, para a temperatura de 20° C e pressão de 1 atm (Ramalho, 1996).

A concentração de oxigénio na água residual nas condições reais de funcionamento, C_w , toma o valor de 2,0 mg/L (Ramalho, 1996). A concentração de saturação de oxigénio na água residual, $C_{m,s}$, avaliada para a profundidade média entre a entrada do ar e a superfície do líquido e à temperatura de operação, é determinada segundo a equação G-10, proposta por Además Oldshue, para pressão de referência, P_{atm} , de 1 atm. (Ramalho, 1996)

⁴ Figura retirada de <http://lusoitaliana.pt/Ambiente.html> a 20 de Agosto de 2010

$$C_{m,s} = C_{s(1atm)} \left[\frac{\frac{P_b}{21} + \frac{O_t}{21}}{\frac{P_{atm}}{21}} \right] \quad (G-10)$$

P_b representa a pressão à profundidade em que se introduz o ar e é determinada segundo a equação G-11. Neste cálculo considerou-se que a pressão do ar normal, P_{atm} , é de 1 atm. Pela equação G-11 e para a profundidade h a que se encontram os difusores igual a 1,66 m, $P_b = 1,17$ atm.

$$P_b = P_{atm} + \rho gh \quad (G-11)$$

Para determinar $C_{m,s}$, para além do conhecimento de P_b é necessário determinar O_t que corresponde à percentagem de oxigénio no gás que sai na superfície do tanque e é determinada segundo a equação G-12,

$$O_t = \frac{B}{1,1429 - 0,1429 \times B} \times 100 \quad (G-12)$$

em que B é determinado de acordo com a equação G-13.

$$B = \frac{1 - e}{(1 - e) + 3,292} \quad (G-13)$$

Considerando que o rendimento de transferência, e , tem o mesmo significado que o parâmetro SOTE, anteriormente referido, assume-se igual a 11,3%. Então, B toma o valor de 0,21 e o valor de O_t resultante da equação G-12 é de 19,1 %.

Na equação G-10, $C_{s(1atm)}$ corresponde à concentração de O_2 dissolvido nas condições de saturação, à temperatura de operação do reactor. Vai considerar-se a temperatura de 25 °C, porque é a temperatura média no Verão, quando o processo de transferência de oxigénio é menos eficaz. Nessas condições, $C_{s(1atm)}$ toma o valor de 8,4 mg/L (Ramalho, 1996). O valor obtido para $C_{m,s}$ é então de 8,7 mg/L.

Com todos os cálculos efectuados anteriormente, já é possível determinar a OTE, usando a equação G-9, o que conduz a 5,2%.

De seguida pretende-se determinar o número de difusores necessários para satisfazer a quantidade de oxigénio indispensável ao crescimento da biomassa. A determinação do número de difusores é feita pela equação G-14.

$$n^{\circ} \text{ de difusores} = \frac{Q_{O_2 \text{ requerido}}}{Q_{O_2 \text{ por dif usor}}} \quad (\text{G-14})$$

O caudal de oxigénio efectivamente fornecido por cada difusor é determinado segundo a equação G-15,

$$Q_{O_2 \text{ por dif usor}} = Q_{ar \text{ dif usor}} \times \text{fracção}_{O_2 \text{ no ar}} \times \rho_{O_2} \times OTE \quad (\text{G-15})$$

correspondendo a 0,0131 kg/h O₂.

O caudal de oxigénio requerido estimado para 20°C (secção G-2) é de 0,09 kg/h O₂. Admitindo que um acréscimo de cerca de 10% seja suficiente para suprir as necessidades maiores de oxigénio à temperatura de 25°C, o valor a usar na equação G-14 será 0,1 kg/h O₂. Segundo esta equação, o número de difusores necessários, é de 7,6, logo são necessários 8 difusores para satisfazer as quantidades de oxigénio necessário para o crescimento dos microrganismos. Este número de difusores corresponde a uma densidade de superfície de difusores de 6,4%, o que se considera próximo do valor considerado de 7 %, para utilização da figura G-1.

G.4. Cálculo da potência útil do compressor

A determinação da potência útil do compressor ($P_{\text{útil}}$) é determinada pela equação G-16, segundo compressão adiabática (Metcalf e Eddy, 1995).

$$P_{\text{útil}} = \frac{w \times R \times T_1}{29,7 \times n} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad (\text{G-16})$$

em que w representa o caudal mássico de ar (kg/s), R , a constante de estado dos gases perfeitos (8,314 kJ/(kmol K)), T_1 , temperatura absoluta de entrada (K), n , um coeficiente de compressão adiabática que para ar toma o valor de 0,283, P_1 e P_2 (atm) a pressão absoluta de entrada e de saída, respectivamente.

Na equação G-16, P_2 representa a pressão absoluta à saída do compressor. Esta pressão pode ser determinada segundo a equação G-17.

$$P_2 = P_b + \text{perdas de carga totais} \quad (\text{G-17})$$

As perdas de carga totais entre o compressor e a saída dos difusores dependem da perda de carga dos difusores e das perdas das tubagens.

As perdas de carga dos difusores dependem do tipo de difusor e os respectivos valores estão disponíveis nos catálogos do fabricante (figura G-2),

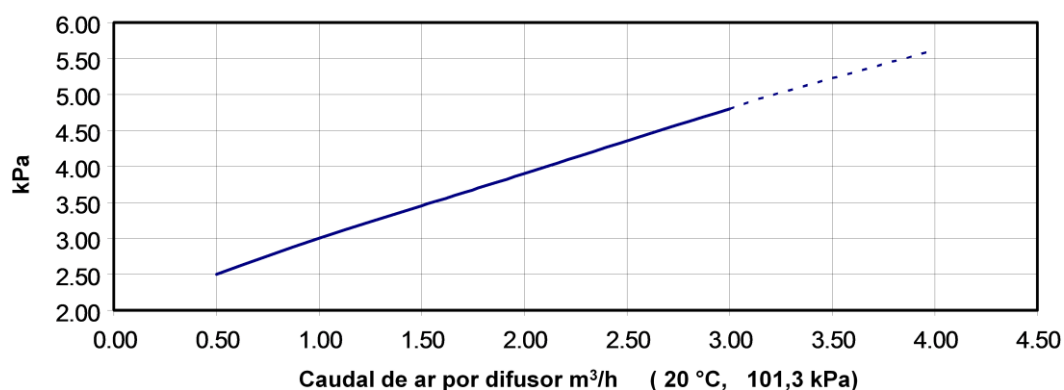


Figura G-2: Perdas de carga em função do caudal de ar por difusor ⁵

De acordo com a figura G-2, e considerando o caudal de ar por difusor 1 m³/h, a queda de pressão nos difusores é de 3,00 kPa.

A queda de pressão nas tubagens depende do comprimento destas, dos acessórios e equipamento incluídos nesta e das suas características. No esquema da figura G-3, podem-se observar todos os equipamentos necessários, assim como o comprimento da tubagem a utilizar, na condução do ar, desde o compressor até aos difusores.

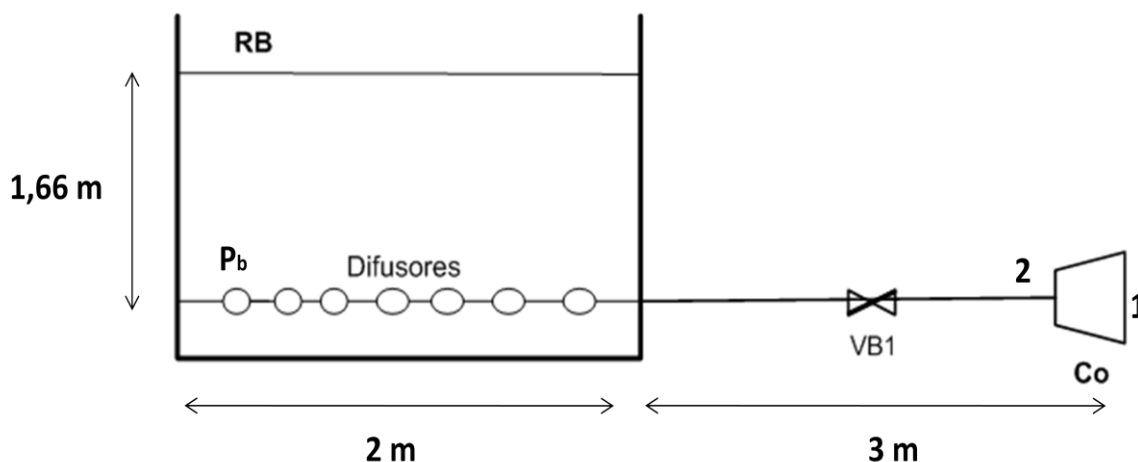


Figura G-2: Esquema representativo da tubagem do ar para o processo biológico

⁵ Figura retirada de <http://lusoitaliana.pt/Ambiente.html> em 20 de Agosto de 2010

As perdas de carga na tubagem são determinadas através da equação G-18.

$$\Sigma = 2 \times f \times \left(\frac{L}{D} + \frac{L_{\text{eq. válvula borboleta}}}{D} \right) \times v^2 \quad (\text{G-18})$$

Para ser possível proceder a este cálculo, é necessário determinar o diâmetro da tubagem e o factor de Fanning.

O cálculo do diâmetro da tubagem é dado pela equação G-19.

$$D = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}} \quad (\text{G-19})$$

Verifica-se necessário determinar a área da tubagem para assim calcular o valor do seu diâmetro. A área da tubagem pode ser determinada segundo a equação G-20.

$$A = \frac{Q_{\text{ar admitido}}}{v} \quad (\text{G-20})$$

No cálculo anterior considerou-se que a velocidade do ar, v , é de 15 m/s. Como o caudal de ar alimentado ao reactor é de cerca de 8 m³/h (8 difusores), a 1 atm, será necessário corrigir este valor para a pressão média entre a saída do compressor (P_2) e os difusores. Por hipótese, considera-se que essa pressão média seja de 1,2 atm (valor a validar mais à frente). O caudal volumétrico correspondente será de 6,7 m³/h. A área da tubagem deveria então ser de 1,24 x10⁻⁴ m², o que corresponde, pela equação G-19, a um diâmetro de 12,6 mm.

Consultando tabelas de tubagens de PVC comercializadas (*Centralplast*) o diâmetro mais próximo é de 12,7 mm, para o qual a velocidade passará a ser de 14,7 m/s.

O factor de Fanning (f) é retirado do diagrama de Moody, sendo necessário conhecer o número de Reynolds e o material do tubo. A tubagem utilizada é em PVC, correspondendo no diagrama aos materiais lisos.

$$\text{Re} = \frac{\rho \times v \times d}{\mu} \quad (\text{G-21})$$

À pressão média considerada de 1,2 atm e à temperatura de 20°C, a massa volúmica do ar, ρ_{ar} , toma o valor de 1,44 kg/m³ e a viscosidade do ar, μ , de 0,018 x 10⁻³ Pa.s⁻¹.

Substituindo os valores anteriores na equação G-21, obteve-se um valor de Re de 14940.

De acordo como o diagrama de Moody, o factor de Fanning é de 0,029.

A partir da equação G-18 obtêm-se as perdas de carga na tubagem, em que, a relação entre o comprimento e o diâmetro da válvula borboleta, $L_{eq \text{ válvula borboleta}}/D$, toma o valor de 100, o comprimento da tubagem, L , é de 5 m e o factor de Fanning, f , de 0,029. Substituindo todos os valores na equação G-18 obteve-se que as perdas de carga na tubagem são de 6190 J/kg.

O valor das perdas de carga totais corresponde ao somatório das perdas do difusor com as perdas da tubagem, como expresso na equação G-22.

$$\text{Perdas de carga totais} = \Sigma + \Sigma_{\text{difusores}} \quad (\text{G-22})$$

As perdas de carga totais tomam o valor de 0,091 atm. De acordo com a equação H-16, P_2 toma o valor de 1,26 atm.

Neste momento já é possível determinar a potência útil do compressor pela equação G-16, obtendo-se 52,2 W.

H. Especificações dos equipamentos

H.1. Características das Bombas

Neste ponto apresenta-se as características das bombas necessárias no processo de tratamento seleccionado. Todas as informações presentes neste Anexo foram fornecidas pelos fornecedores dos diferentes equipamentos.

H.1.1. Bomba doseadora para a solução de sulfato de alumínio

A bomba doseadora para o tanque da solução de sulfato de alumínio é fornecida pela Grundfos e apresenta as características presentes na figura H-1.



Price Information 907931 from 06.10.2010

Item	Part Number / Description	Qty.	Unit Price	Total Price
1	<p>Dosing Pump DMX 226 DMX 380-3 B-PVC/N/G-X-E1B9B9 PN: 96653406 Type 226-380M-10001 Motor driven diaphragm dosing pump</p> <p>frequency capacity pressure stroke frequency 50 Hz 380 l/h 3 bar 168</p> <p>Protection IP 65 Factory preset and tested according to Factory standard Intrastat commodity code 84 13 50 40</p> <p>motor motor type: Three-Phase current motor capacity: 0.180 kW voltage indications: 230/400V50/60Hz 440/480V 60Hz protection level: IP65/F</p> <p>dosing head material: PVC dosing head size: 3</p> <p>VALVE gasket: FKM material: PVC ball: glass seat: PTFE connection: 1 1/4" pressure release: 0.00 bar</p> <p>pump gearbox gear ratio: 8,33:1</p> <p>pump enclosure standard material: aluminium</p> <p>stroke adjustment manual</p> <p>hose connection nominal width: DN20 pressure: 10.00 bar connection: 1 1/4" material: PVC hose: PVC-hose19/27</p> <p>diaphragm spring return type: 226L, 226M</p> <p>paint colour: NCS2070 green</p> <p>front plate logo: Grundfos Alldos</p> <p>installation instructions facing name plate</p> <p>standard parts Standard parts</p>			1.900,00€

Figura H-1: Características da bomba doseadora fornecida pela Grundfos.

H.1.2. Bomba centrífuga

A bomba centrífuga (BC1 e BC2) é fornecida pela Grundfos, apresenta as características presentes nas seguintes H-2, H-3 e H-4.

Posição	Quantid.	Descrição	Preço Unit.
	1	<p>NB 32-125.1/100 A-F-A BAQE</p>  <p>Nota! Imagem do produto pode diferir do prod. real</p> <p>Código: 96124939</p> <p>Bomba centrífuga monocelular, não auto-ferrante, em conformidade com EN 1092-2.</p> <p>A bomba é adequada para o bombeamento de líquidos finos, limpos ou ligeiramente contaminados, isentos de partículas sólidas ou sólidos fibrosos.</p> <p>A bomba está directamente acoplada a um motor CA de 3fases, com flange IEC.</p> <p>O impulsor é equilibrado de forma hidráulica e dinâmica.</p> <p>A bomba tem as seguintes características:</p> <ul style="list-style-type: none"> - dimensões da flange em conformidade com a norma EN1092-2 - Voluta da bomba Ferro fundido - veio em aço inoxidável e impulsor Ferro fundido - empanque mecânico desequilibrado em conformidade com a norma EN 12756. <p>Líquido: Gama de temperatura do líquido: 0 .. 120 °C Temperatura do líquido: 20 °C Densidade: 998.2 kg/m³</p> <p>Técnicos: Velocidade para características da bomba: 2855 rpm Caudal efectivo calculado: 5.93 m³/h Altura manométrica resultante da bomba: 12.7 m Diâmetro efectivo do impulsor: 102 mm Empanque: BAQE Empanque secundário: NONE Tolerância da curva: ISO 9906 Annex A</p> <p>Materiais: Corpo da bomba: Ferro fundido EN-GJL-250 ASTM A48-40 B Impulsor: Ferro fundido EN-GJL-200 ASTM A48-30 B</p> <p>Instalação: Temperatura ambiente máxima: 40 °C Pressão máx. de funcionamento: 16 bar Flange padrão: EN 1092-2 Entrada da bomba: DN 50 Descarga da bomba: DN 32 Estágio da pressão: PN16</p> <p>Car. eléctricas: Tipo de motor: 80A Número de pólos: 2</p>	Preço a pedido 900,00€

Impresso do CAPS Grundfos

1/4

Figura H-2: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos.

Posição	Quantid.	Descrição	Preço Unit.
		Potência nominal - P2: 0.75 kW Frequência da rede: 50 Hz Tensão nominal: 3 x 220-240 D / 380-415 Y V Corrente nominal: 3,3 / 1.9 A Corrente de arranque: 580-620 % Cos phi - factor de potência: 0,81-0,71 Velocidade nominal: 2840-2870 rpm Eficiência do motor com carga total: 81,0 % Eficiência do motor a 3/4 de carga: 83,5-81,5 % Eficiência do motor a 1/2 carga: 82-78,5 % Classe de protecção (IEC 34-5): 55 (Protect. water jets/dust) Classe de isolamento (IEC 85): F Lubricant type: Grease Outros: Peso líquido: 35.7 kg Peso bruto: 38 kg Volume de expedição: 0.138 m ³	

Figura H-3: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos.(cont.)

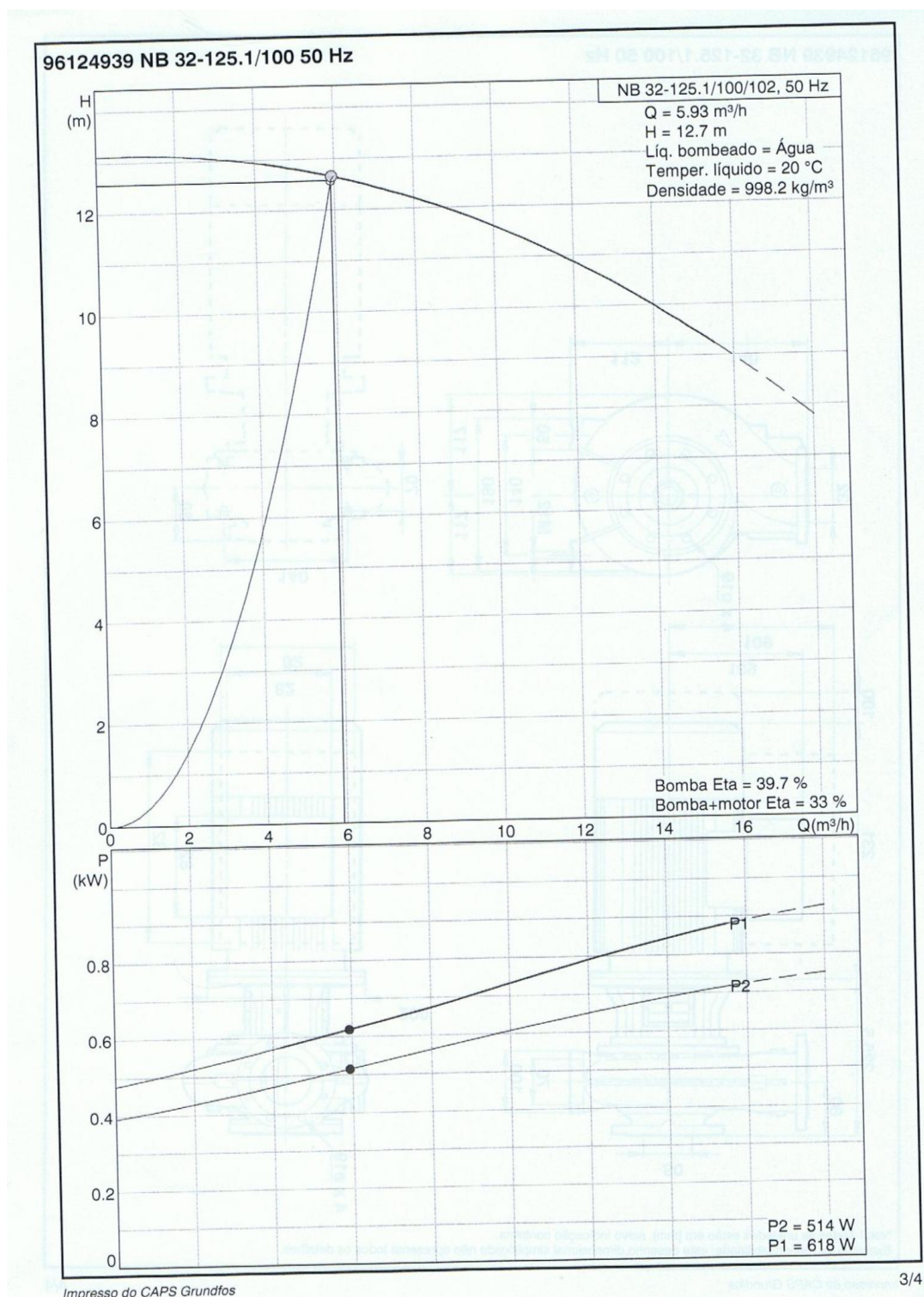


Figura H-4: Características da bomba centrífuga fornecida pela Grundfos

H.1.3. Bomba parafuso para a dosagem da suspensão cal

A bomba parafuso utilizada na dosagem da suspensão de cal (BP1) é fornecida pela Equifluxe e apresenta as características presentes na figura H-5.



seepex

1 Bomba(s) de Parafuso Excêntrico seepex

- Tipo :	30-6LT/A1-C1-C6-F0-A
- Aplicação :	Leite de cal
- Caudal Regulável :	20 m ³ /h a 230 RPM
- Altura de aspiração :	em carga
- Pressão máxima de descarga :	3 bar
- Fluido :	Leite de cal
- Viscosidade :	fluida
- Teor de sólidos em suspensão :	
- Temperatura :	ambiente
- Densidade :	aprox. 1,2
- pH :	desconhecido
- Potência absorvida :	3,13 Kw

Material de construção :

- Partes do corpo em contacto com o fluido :	Ferro fundido GG25
- Ligação de aspiração :	flangeada DN 100 PN16 DIN2501
- Ligação de descarga :	flangeada DN 125 PN16 DIN2501
- Velo de transmissão :	Aço ao Crómio AISI 420 (1.4021)
- Rotor :	Aço ferramenta endurecido 1.4301
- Stator (camisa) e vedantes :	NBR
- Empanque :	de cordão K 41

- Base Suporte Standard em St 37.2 , Incluída

Acclonamento :

Motor eléctrico trif. 220/380 V - 50 Hz, 4 Kw , 1500 rpm., B5, IP 55

Preço unitário líquido n/ armazém: 3.022,50 € + IVA

OPÇÃO :

Controlador de Temperatura tipo TSE com sonda para protecção contra trabalho a seco

Preço unitário líquido n/ armazém: 395,00 € + IVA

Figura H-5: Características da bomba parafuso utilizada na dosagem da suspensão de cal

H.2. Agitadores

Os agitadores necessários na unidade de coagulação/floculação serão fornecidos pela Equifluxo.

Os agitadores a utilizar nos decantadores estáticos (DE1 e DE2), são do Marca Milton Roy Mixing, tipo VRG3061S170, apresentam as dimensões presentes na figura H-6.

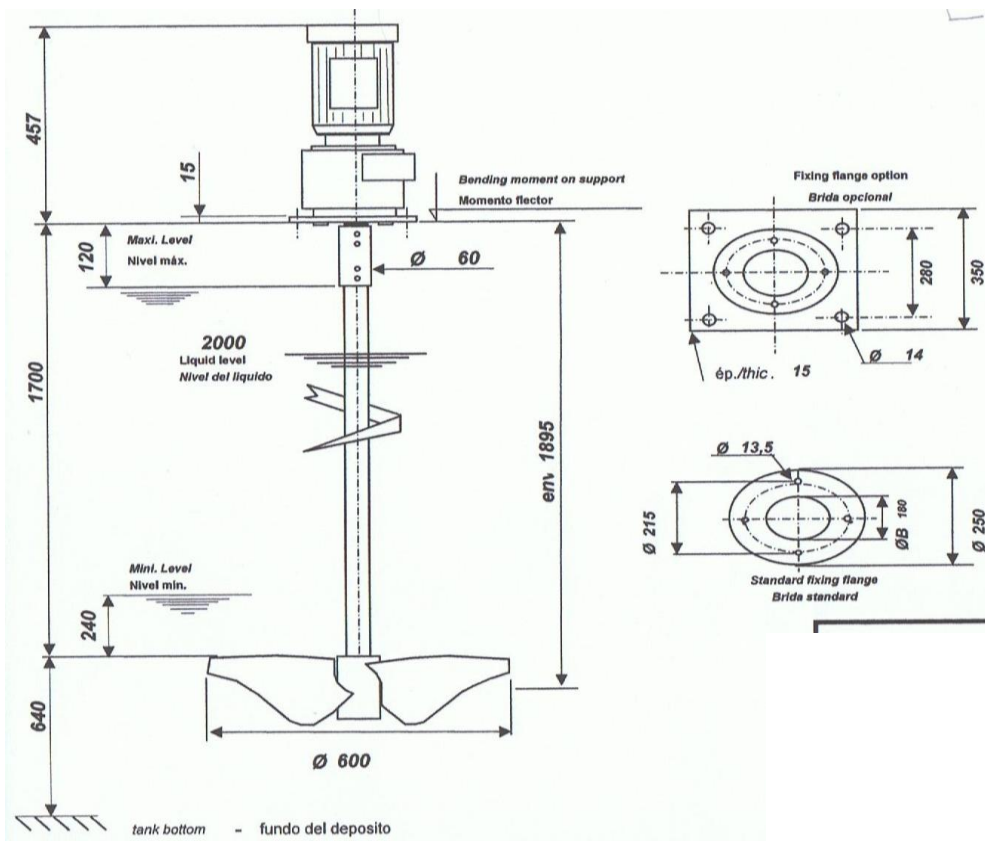


Figura H-6: Dimensões do agitador para o decantador estático

As características do agitador encontram-se na figura H-7.

Tank info		Características motor	
Capacity	Volumen	4,27	m ³
Diameter	Diámetro	1,650	m
Total height	Altura total	2,340	m
Liquid height	Altura Útil	2,000	m
Product data		Datos producto	
Max specific gravity	Densidad máx.	1,1	
Max viscosity	Viscosidad máx.	100	mPas
Motor characteristics		Características motor	
Impeller speed	Velocidad de rotación	99	rpm
Rated power	Potencia del motor	1,10	kW
Motor speed	Velocidad del motor	1500	rpm
Voltage	Tensión	400	V
Isolation	Aislamiento	IP55	
Class	Clase	F	
Frequency	Frecuencia	50	Hz
Motor material	Material del motor	ALU	
Mixer characteristics		Características del agitador	
Impeller type	Tipo de hélice	Sabre®	
Number of blades	Cantidad de palas	3	
Impeller fixation	Fijación de hélice	1 part	
Mini opening	Mín. paso montaje	600	mm
Material	Material	SS 316L	
Weight	Peso	49	kg
Design load	Carga estática diseño	980	N
Axial force	Fuerza axial	29	daN
Bending moment	Momento flector	12	daNm
Maxi torque	Par máx.	21	daNm
Pumping flow rate	Caudal de bombeo	1379	m ³ /h
Circulation flow	Caudal de circulación	2069	m ³ /h
Absorbed power	Potencia absorbida	0,39	kW

Figura H-7: Características do agitador para o decantador estático

O agitador a utilizar no tanque de armazenamento da suspensão de cal (TA2), é da Marca Milton Roy Mixing, tipo VDA2110S40, e apresenta as dimensões presentes na figura H-8.

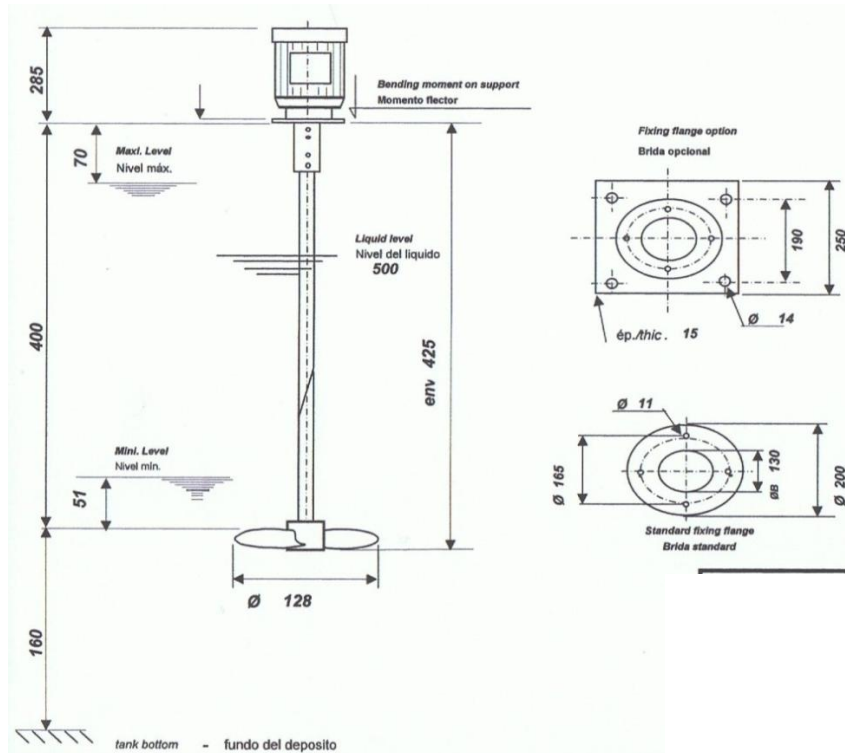


Figura H-8: Dimensões do agitador para o tanque de armazenamento de cal

As características do agitador presente na figura H-8 encontram-se na figura H-9.

Tank info		Características motor	
Capacity	Volúmen	0,05	m ³
Diameter	Diámetro	0,350	m
Total height	Altura total	0,560	m
Liquid height	Altura Útil	0,500	m
Product data		Datos producto	
Max specific gravity	Densidad máx.	1,1	
Max viscosity	Viscosidad máx.	100	mPas
Motor characteristics		Características motor	
Impeller speed	Velocidad de rotación	760	rpm
Rated power	Potencia del motor	0,25	kW
Motor speed	Velocidad del motor	1500	rpm
Voltage	Tensión	400	V
Isolation	Aislamiento	IP55	
Class	Clase	F	
Frequency	Frecuencia	50	Hz
Motor material	Material del motor	ALU	
Mixer characteristics		Características del agitador	
Impeller type	Tipo de hélice	Marine	
Number of blades	Cantidad de palas	3	
Impeller fixation	Fijación de hélice	1 part	
Mini opening	Mín. paso montaje	130	mm
Material	Material	SS 316L	
Weight	Peso	12	kg
Design load	Carga estática diseño	240	N
Axial force	Fuerza axial	2,5	daN
Bending moment	Momento flector	1	daNm
Maxi torque	Par máx.	1	daNm
Pumping flow rate	Caudal de bombeo	52	m ³ /h
Circulation flow	Caudal de circulación	78	m ³ /h
Absorbed power	Potencia absorbida	0,025	kW

Figura H-9: Características do agitador para o tanque de armazenamento de cal

Na figura H-10 encontram-se as dimensões do agitador necessário para promover a homogeneização da solução de sulfato de alumínio (TA1).

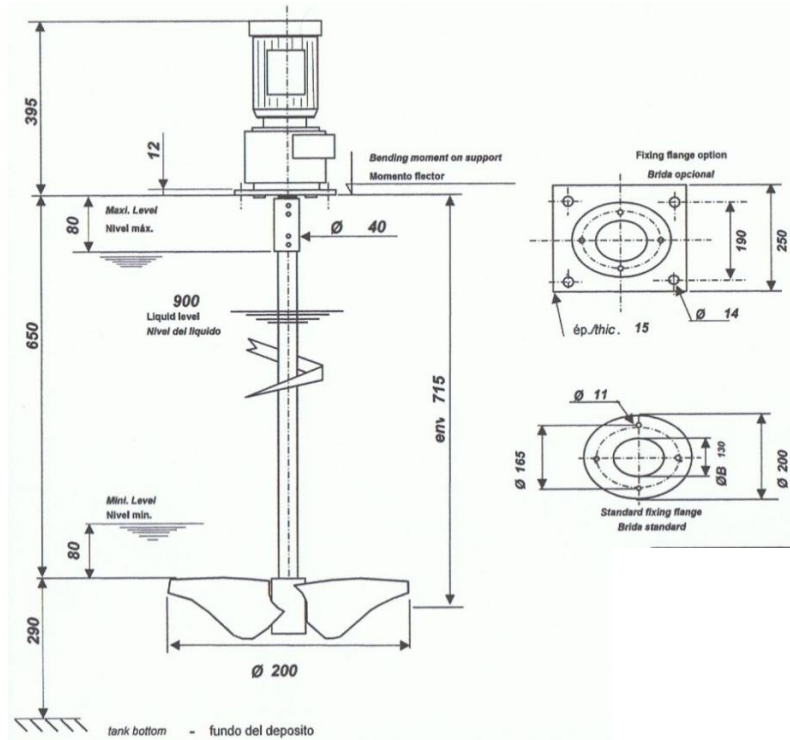


Figura H-10: Dimensões do agitador para o tanque de armazenamento de sulfato de alumínio

A figura H-11 mostra as características do agitador presente na figura H-10.

Tank info		Características motor	
Capacity	Volumen	0,22	m3
Diameter	Diámetro	0,580	m
Total height	Altura total	0,940	m
Liquid height	Altura Util	0,900	m
Product data		Datos producto	
Max specific gravity	Densidad máx.	1,1	
Max viscosity	Viscosidad máx.	100	mPas
Motor characteristics		Características motor	
Impeller speed	Velocidad de rotación	289	rpm
Rated power	Potencia del motor	0,37	kW
Motor speed	Velocidad del motor	1500	rpm
Voltage	Tensión	400	V
Isolation	Aislamiento	IP55	
Class	Clase	F	
Frequency	Frecuencia	50	Hz
Motor material	Material del motor	ALU	
Mixer characteristics		Características del agitador	
Impeller type	Tipo de hélice	Sabre®	
Number of blades	Cantidad de palas	3	
Impeller fixation	Fijación de hélice	1 part	
Mini opening	Mín. paso montaje	205	mm
Material	Material	SS 316L	
Weight	Peso	26	kg
Design load	Carga estática diseño	520	N
Axial force	Fuerza axial	3	daN
Bending moment	Momento flector	2	daNm
Maxi torque	Par máx.	2	daNm
Pumping flow rate	Caudal de bombeo	149	m3/h
Circulation flow	Caudal de circulación	224	m3/h
Absorbed power	Potencia absorbida	0,04	kW

Figura H-11: Características do agitador para o tanque de armazenamento de sulfato de alumínio

H.3. Compressor

Na figura H-12 apresentam-se as características do compressor da Mod. Fenix MC serie 100.

CARACTERÍSTICAS	CARACTÉRISTIQUES	
Potencia	Puissance:	1/4 Hp.
Calderín	Cuve:	0,8 L.
Presión	Pression:	9 bar.
Caudal	Débit:	45 L./min.
R.p.m.	Tr.m.:	3.500
Dimensiones	Dimensions:	225 x 287 x 130 mm.
Peso	Poids:	4,8 Kg.

Figura H-12: Características do compressor

I. Cálculo de custos de consumíveis

Neste ponto apresentam-se os cálculos de custos referentes aos tratamentos estudados neste trabalho.

I.1. Coagulação/floculação

De seguida apresentam-se os cálculos associados à determinação dos custos referentes ao consumo de sulfato de alumínio e da suspensão de cal. Os preços referidos neste ponto foram fornecidos pela Quimitécnica.

Suspensão de cal

Como se mostra na secção F.1, o consumo específico de suspensão de cal é de 1,8 L por m³ de efluente.

O volume da suspensão de cal, Neutralac 300, tem um custo de 150 € por tonelada. Como a densidade da suspensão de cal é de 1,15 o custo específico da suspensão de cal é de 0,32 €/m³ efluente.

Sulfato de alumínio

Como se explica no Anexo F (F.1) terá que ser adicionado uma massa de 820 g de solução de sulfato de alumínio comercial por cada m³ de efluente.

A Quimitécnica comercializa a solução de sulfato de alumínio (8,3% em Al₂O₃) a 130 €/ton, pelo que o custo específico será de 0,107 €/m³ de efluente.

I.2. Tratamento biológico

Nutrientes

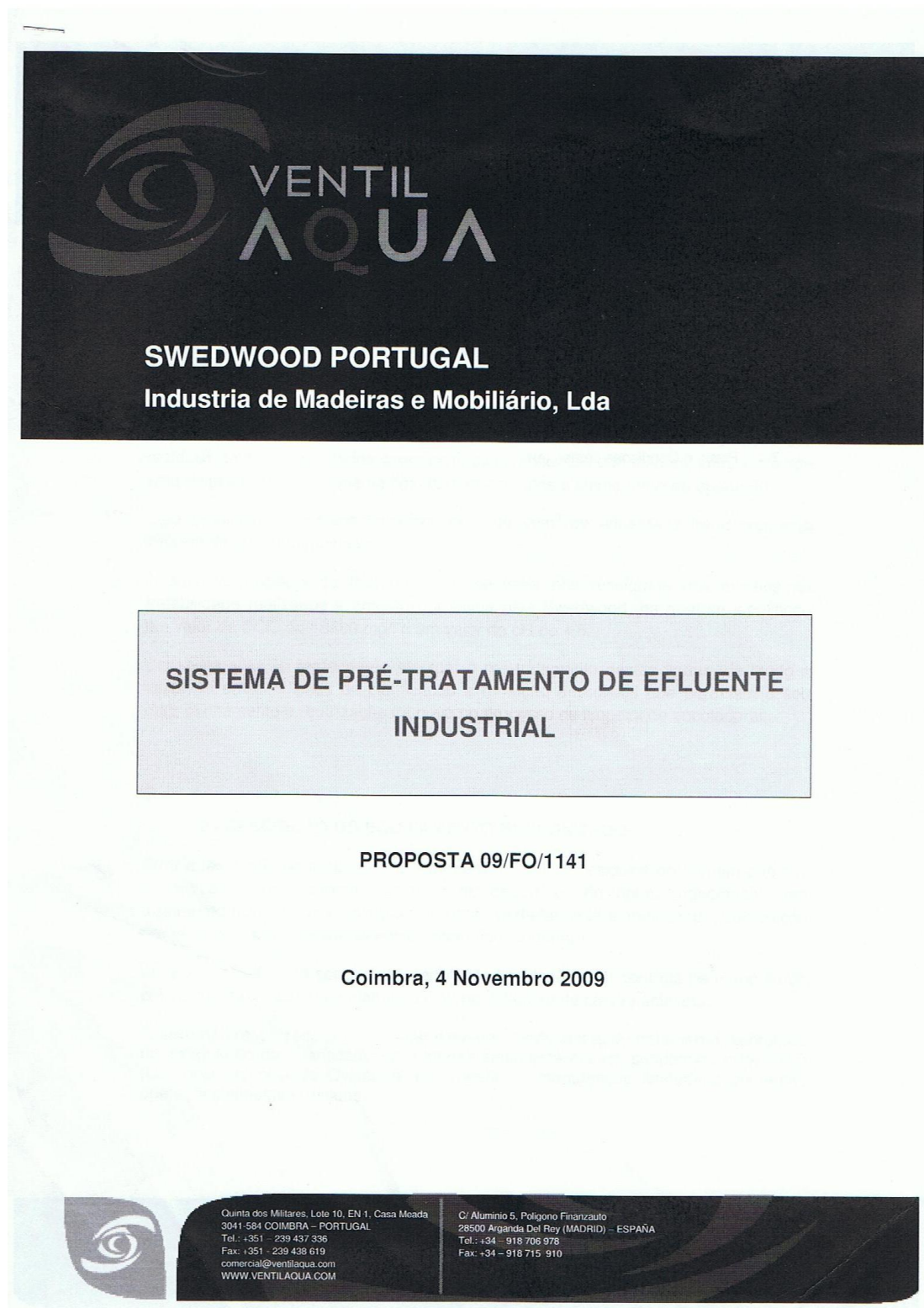
O fósforo deve ser adicionado sobre a forma de ácido fosfórico. A adição de fósforo é de 0,72 g (Anexo G, secção G.2), diária. O custo do ácido fosfórico é de 2,37 €/kg. Como o ácido fosfórico comercial tem 85 % de pureza, o consumo semanal de ácido fosfórico será de 4,25 g, o que vai corresponder a um custo específico de $5,0 \times 10^{-4}$ €/m³ efluente.

Carvão activado

O carvão activado a adicionar semanalmente é de 100 mg por litro de licor misto, logo é necessário adicionar 600 g/semana. O custo do carvão é de 2,70 € por kg, logo é 1,62 euro/semana que corresponde a um custo específico de 0,081 €/ m³ efluente.

A. Proposta da *Ventil Aqua*

Neste anexo encontra-se o processo de tratamento do efluente proposto pela *Ventil Aqua*.





SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

CONTEÚDO

	Pg.
1. Introdução - Dados	3
2. Descrição do equipamento preconizado	3
3. Ciclo de tratamento	4
4. Âmbito do fornecimento	5
5. Exclusões	7
6. Opcionais	7
7. Preço e Condições comerciais	8



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-584 COIMBRA - PORTUGAL
Tel.: +351 - 239 437 336
Fax: +351 - 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanziuto
28500 Arganda Del Rey (MADRID) - ESPANA
Tel.: +34 - 918 706 978
Fax: +34 - 918 715 910

2/8



SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

1 - INTRODUÇÃO- DADOS

A presente proposta tem por objectivo, apresentar solução de pré-tratamento do efluente industrial gerado nas operações de lavagem diárias de encoladoras da empresa Swedwood Portugal, Lda.

Neste processo as diversas encoladoras onde são aplicadas colas à base de dispersão aquosa de resinas sintéticas, são lavadas diariamente para remoção dos resíduos de cola depositados sobre os rolos de aplicação da mesmas, sofrendo ainda uma limpeza mais profunda no final da semana após o último turno de operação.

Este processo gera semanalmente cerca de 10m³ de efluente a tratar, segundo informação prestada pelo cliente.

A solução proposta de tratamento foi baseada nos resultados dos ensaios de tratabilidade realizados à amostra fornecida pela Swedwood, na qual se identificou um valor de CQO de 13560 mg/l e um valor de pH de 4,5.

Com esta solução pretende-se efectuar o pré-tratamento destas águas, de modo a deixá-las em condições de clarificação e remoção de sólidos que permitam o seu reaproveitamento e reutilização de novo no processo de limpeza de encoladoras.

2 - DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO PRECONIZADO

Para a resolução do problema de tratamento de águas residuais do tipo em questão preconizamos um sistema compacto de depuração de água (monobloco) com tratamento físico-químico, de funcionamento perfeitamente automatizado, construção em PP e com todos os elementos de controlo e comando.

O monobloco inclui a secção de coagulação/floculação com controlo permanente de pH bem como o sistema de filtração final por leito fixo de carvão activado.

O sistema preconizado permite obter elevados rendimentos de tratamento, sobretudo na adequação da quantidade de matérias sedimentáveis em suspensão e de CQO (Carência Química de Oxigénio), com gestão e manutenção limitada a pequenas operações simples e rápidas.



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-584 COIMBRA - PORTUGAL
Tel.: +351 - 239 437 336
Fax: +351 - 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanziato
28500 Arganda Del Rey (MADRID) - ESPAÑA
Tel.: +34 - 918 706 978
Fax: +34 - 918 715 910



SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

3 - CICLO DE TRATAMENTO

A água a tratar é proveniente dos processos industriais de lavagem de encoladoras.

Neste processo de lavagem, as águas sujas são encaminhadas para um reservatório de acumulação, a partir do sistema de bombagem existente, que servirá como homogeneização e regularização do efluente a tratar.

As águas resultantes desta primeira etapa são bombeadas para a estação de tratamento, a partir de bomba submersível a instalar no reservatório de acumulação, onde sofrem mistura dos reagentes de coagulação, floculação e correção de pH, doseados automaticamente, segundo um sistema de controlo/regulação de pH.

As lamas produzidas o processo físico/químico são descarregadas de forma automática num sistema de desidratação por sacos filtrantes.

A água clarificada é posteriormente enviada para um filtro de material activado, a partir do qual é encaminhada para o tanque de acumulação de água que servirá de reabastecimento ao circuito de limpeza de encoladoras, como reaproveitamento das águas pré-tratadas.



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-584 COIMBRA - PORTUGAL
Tel.: +351 - 239 437 336
Fax: +351 - 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanzauto
28500 Arganda Del Rey (MADRID) - ESPAÑA
Tel.: +34 - 918 706 978
Fax: +34 - 918 715 910

4/8



SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

4 - ÂMBITO DO FORNECIMENTO

Ref.	Secção	Qt.º	Descrição
1	Homogen.	1	Tanque de homogeneização , construído em PEAD com 5000L de capacidade.
2	Elevação	1	Bomba submersível de alimentação ao monobloco de tratamento, incluindo sistema de controlo de nível.
3	Elevação	1	Caudalímetro
4	F – Q	1	Monobloco de clarificação/sedimentação com reactor agitado <ul style="list-style-type: none"> • Modelo VA MEC 05 R • Capacidade Max. de tratamento – 250-300 l/h • Dimensões do monobloco: 1 000x800x1 650 (h) • 1 000 kg (aprox) cheio • Construção em PP •
5	F – Q	1	Controlador de pH
6	F – Q	3	Bombas doseadoras electrónicas para reagentes químicos.
7	F – Q	3	Reservatórios de reagentes de 50 L
8	Filtração	1	Linha de filtração sobre material activo incorporada no monobloco F-Q
9	Lamas	1	Sistema automático temporizado de descarga de lamas do sedimentador.
10	Lamas	1	Bomba pneumática de alimentação ao sistema de desidratação de lamas pressurizado, completo com electroválvula de controlo.



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041 584 COIMBRA – PORTUGAL
Tel.: +351 – 239 437 336
Fax: +351 – 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanzauto
28500 Arganda Del Rey (MADRID) – ESPAÑA
Tel.: +34 – 918 708 978
Fax: +34 – 918 715 910



SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

Ref.	Secção	Qt.º	Descrição
11	Lamas	1	Sistema de desidratação de lamas estático de sacos filtrantes de 1 m ³ , constituído por estrutura de suporte em aço AISI 304, 2 sacos filtrantes, depósito de fundo para a recolha das águas drenadas.
12	Elevação	1	Bomba submersível de elevação de escorrências.
13	Elevação	1	Bomba submersível de elevação de água tratada.
14	Acumulação	1	Tanque de acumulação de água tratada, construído em PEAD com 5000L de capacidade.
15	Comando	1	Quadro eléctrico de automação e controlo.
16	Consum		Reagentes, carvão activado, sacos filtrantes para arranque da instalação
17	Serviços	1	Montagem eléctrica e hidráulica da instalação
18	Serviços	1	Engenharia , para o dimensionamento do sistema de tratamento das águas residuais, arranque da instalação e supervisão da construção civil necessária.



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-584 COIMBRA - PORTUGAL
Tel.: +351 - 239 437 336
Fax: +351 - 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanzauto
28500 Arganda Del Rey (MADRID) - ESPAÑA
Tel.: +34 - 918 706 978
Fax: +34 - 918 715 910

6/8



SWEDWOOD Portugal, Lda
PROPOSTA 09/FO/1141

5 - EXCLUSÕES

Estão excluídos do fornecimento:

- Serviços
 - ∇ Água de serviço, de rede industrial, até ao local da instalação
 - ∇ Ligação do efluente ao reservatório de acumulação
 - ∇ Pressurização e ligação de retorno de água tratada
 - ∇ Tubagem enterrada (quando aplicável)
 - ∇ Ar comprimido (a instalar conforme nossas instruções), até ao local da instalação
 - ∇ Linha eléctrica de alimentação trifásica até ao local da instalação, com protecção no quadro geral da fábrica
- Toda e qualquer construção civil necessária
- Tudo o demais não expressamente mencionado no ponto 4 desta proposta

6 - OPCIONAIS

Ref.	Secção	Qt. de	Descrição
1	Comando	1	Quadro eléctrico com opção de PC de comando e consola táctil de 6,5" , que permite efectuar a gestão remota do sistema de tratamento, incluindo a funcionalidade de comunicação por GSM.



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-884 COIMBRA - PORTUGAL
Tel.: +351 - 239 437 336
Fax: +351 - 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Financiarulo
28500 Arganda Del Rey (MADRID) - ESPAÑA
Tel.: +34 - 918 706 978
Fax: +34 - 918 715 910

7/8



7 - PREÇO E CONDIÇÕES PARTICULARES DE VENDA ^v

Preço global do fornecimento	Euros
Equipamento (conforme descrição do ponto 4)	€ 30.200,00
Opcionais	Euros
QE com PC de comando (conforme descrição do ponto 6)	€ 2.900,00

Entrega:	V/ instalações, sobre camião
Taxas:	Acresce o valor de IVA à taxa legal em vigor
Prazo de Entrega:	3-4 semanas a partir da data de adjudicação
Condições de pagamento:	30% com a adjudicação 50 % com a entrega dos equipamentos 20% a 30 dias da conclusão da montagem
Reserva de propriedade:	O equipamento é propriedade da VentilAQUA, até o total cumprimento das obrigações contratuais por parte do cliente
Garantia:	Garantia de 12 meses sobre equipamentos A Garantia consiste na substituição das partes reconhecidamente defeituosas, não sendo aplicável quando o equipamento tenha sido sujeito a manuseamento incorrecto ou negligente, acidentado, ou operado de forma incorrecta fora dos seus limites de operação.
Validade da proposta	30 dias

^v Estas condições complementam as condições gerais de fornecimentos da VentilAQUA, Lda

NOTA: todo o conteúdo desta proposta, sob a forma de peças escritas ou desenhadas, está protegido pelas leis de protecção da propriedade intelectual vigentes na União Europeia; nesse sentido, e salvo adjudicação formal desta proposta, qualquer utilização da informação, dados, tecnologia, saberes e conhecimentos contidos nestes documentos terá de ser previamente autorizada pela VentilAQUA, Lda, sob pena de poderem ser acionados os meios legais disponíveis em caso de uso não autorizado.

Sem outro assunto ficamos ao inteiro dispor de V. Ex.as para todos os esclarecimentos porventura ainda necessários. Agradecemos antecipadamente a V/ atenção e aguardamos as V/ prezadas notícias.

Subscrevemo-nos com consideração


Francisco Oliveira
VentilAQUA, Lda



Quinta dos Militares, Lote 10, EN 1, Casa Meada
3041-584 COIMBRA – PORTUGAL
Tel.: +351 – 239 437 336
Fax: +351 – 239 438 619
comercial@ventilaqua.com
WWW.VENTILAQUA.COM

C/ Aluminio 5, Poligono Finanziuto
28500 Arganda Del Rey (MADRID) – ESPAÑA
Tel.: +34 – 918 706 976
Fax: +34 – 918 715 910