



# Aplicação da filosofia de rejeição mínima no tratamento de efluentes industriais de uma empresa metalomecânica - Valsan

Relatório de Estágio

669(047.3)  
LEMM 2001/COSc

Porto, Julho de 2002

realizado por  
Cláudia Costa

orientado por  
Eng. Fernando Jorge - FEUP  
Eng. Paula Resende - Valsan



# Aplicação da filosofia de rejeição mínima no tratamento de efluentes industriais de uma empresa metalomecânica - Valsan

Relatório de Estágio

Porto, Julho de 2002

realizado por  
Cláudia Costa

orientado por  
Eng. Fernando Jorge - FEUP  
Eng. Paula Resende - Valsan



UNIÃO EUROPEIA  
Fundo Social Europeu



prodep III  
Mais Educação

*Gostaria de agradecer ao meu orientador, Eng.º Fernando Jorge Monteiro, por me ter proporcionado a realização deste trabalho e por todo o seu incansável apoio. Um agradecimento especial à Eng.ª Paula Resende e ao Eng.º António Tavares por toda a ajuda dada durante a realização deste trabalho.*

## Índice

1- Objectivo .....	pág.1
2- Introdução .....	pág. 2
3- Metodologia .....	pág. 4
4- Resultados obtidos .....	pág. 10
5- Análise de resultados .....	pág. 15
6- Custos dos tratamentos dos efluentes por métodos físico-químicos e com Evaporador .....	pág. 17
7- Discussão dos resultados .....	pág. 21
8- Conclusão .....	pág. 28
9- Referências Bibliográficas .....	pág. 30
Anexo I	
Anexo II	
Anexo III	
Anexo IV	

---

## **1- Objectivo**

O estágio na empresa Valsan- Valdemar dos Santos, Lda teve como principal objectivo contribuir para a implementação do conceito de rejeição mínima no tratamento dos efluentes líquidos e sólidos gerados.

## 2- Introdução

A empresa Valsan- Valdemar dos Santos Lda é uma metalomecânica situada em Perosinho, Carvalhos, que se dedica à produção de acessórios destinados à aplicação na construção civil.

Actualmente a Valdemar dos Santos Lda. produz e comercializa regularmente cerca de 8500 produtos diferentes enquadrados em várias grandes famílias:

- Acessórios para portas, janelas e mobiliário;
- Acessórios de quarto de banho;
- Artigos de iluminação;
- Artigos de decoração e giftware:
- Acessórios para cortinas;
- Acessórios para outras indústrias;
- Outros.

Os produtos são produzidos a partir de latão maciço, usando principalmente o processo de forjamento a quente. A empresa aposta fortemente em acabamentos de qualidade. Vende os produtos acabados em latão polido e envernizado mas também noutros acabamentos tais como o cromado, o niquelado, o lacado a cor, o cromado mate, o prateado, o bronzeado e o latão acetinado, entre outros. Sempre que necessário os acabamentos de superfície são protegidos com a aplicação de verniz antioxidante. A matéria base é todavia, sempre o latão.

Desde longa data, a Valdemar dos Santos Lda. foi exposta a mercados de exportação bem como às suas peculiaridades e exigências. Daí resulta a mentalidade adquirida de se raciocinar em termos de “mercado global” quanto às vendas dos seus produtos.

Hoje, os produtos VALSAN são distribuídos em vários segmentos de mercado, nos seguintes países: Suécia, Noruega, Dinamarca, Alemanha, França, Reino Unido, Holanda, Bélgica, Espanha, Portugal, Austrália, Japão, Canadá e E.U.A.

Actualmente, a empresa tem um consumo demasiado elevado de água da rede para utilização na produção. Esta água, depois de utilizada, necessita de tratamento antes de ser rejeitada, de modo a cumprir a legislação ambiental em vigor. O tratamento dos efluentes, por vezes, é bastante complexo, devido às elevadas concentrações dos iões metálicos nos

mesmos. A este facto acresce o elevado consumo de reagentes para o tratamento dos efluentes e a elevada produção de lamas, o que representa também um elevado custo de tratamento. Por outro lado, a água antes de ser usada na produção, tem de ser desmineralizada.

Deste modo, este estágio teve como objectivo determinar, entre as tecnologias disponíveis, as que melhor se adequam à empresa, no sentido de diminuir os custos associados ao consumo e tratamento de água e diminuir a quantidade de água e lamas rejeitadas. Para isso, efectuaram-se ensaios com evaporadores e grupos de resinas de permuta iónica, para se ter uma melhor percepção de como estes equipamentos funcionam.

### 3- Metodologia

Um modo de resolver o problema do consumo elevado de água da rede consiste em trabalhar em circuito fechado, usando um ou mais processos de recuperação de água.

As tecnologias mais usadas, actualmente, para alcançar a rejeição mínima são osmose inversa, filtração, resinas de permuta iónica, evaporadores.

A osmose inversa não é a técnica mais apropriada para a recuperação dos efluentes gerados pela empresa, pois o caudal e as características dos efluentes gerados são inconstantes. Além disso, este processo apenas permite a recuperação de cerca de 50% do efluente inicial, o que significa que 50% do efluente inicial não é reutilizável e que tem de sofrer um tratamento físico-químico antes de ser rejeitado.

A ultrafiltração é outra técnica utilizada para se alcançar a rejeição mínima de efluentes líquidos e sólidos. Uma das vantagens da ultrafiltração, quando usada em circuito fechado com os banhos, é permitir aumentar a vida dos mesmos. Retirando os elementos poluentes dos banhos, estes não ficam saturados em elementos contaminantes tão rapidamente como aconteceria em situações normais. Actualmente, a empresa possui um aparelho de ultrafiltração, que se encontra a funcionar na máquina de desgorduramento, fazendo a filtração do banho de desgorduramento em contínuo, enquanto o banho se encontra em funcionamento. Isto confere ao banho de desgorduramento uma vida útil três vezes superior àquela que existia antes de ser colocado o referido aparelho.

Foi decidido levar a cabo um conjunto de ensaios recorrendo às tecnologias de permuta iónica e evaporação, com vista a avaliar a adequação destas aos tratamentos em curso na empresa.

#### • Ensaios com grupos de resinas de permuta iónica e carvão activado

As resinas de permuta iónica são um método de tratamento que permite prolongar a vida dos banhos e das águas de lavagem, retirando os elementos contaminantes destes banhos e águas.



Um grupo de resinas é constituído por uma base de resina catiónica, uma aniónica forte e uma aniónica fraca. As resinas removem os aniões e os catiões indesejáveis presentes na água.

As resinas catiónicas substituem os catiões presentes na água por iões hidrogénio, as resinas aniónicas fortes substituem os aniões presentes na água por iões hidróxilo e as resinas aniónicas fracas substituem os aniões mais fracos presentes também por iões hidróxilo. As resinas aniónicas fracas são usadas sempre que é necessário ajustar o pH e para melhorar a eficiência de remoção de aniões.

A água, depois de passar pelo grupo de resinas, passa por um filtro de carvão activado, para remover os elementos não iónicos presentes, que não foram removidos pelas resinas.

A capacidade duma resina indica a quantidade de iões duma solução que podem ser absorvidos, por unidade de volume. Esta capacidade das resinas é expressa em equivalentes por litro (eq/L). A capacidade das resinas aniónicas fortes é de 0,8eq/L e a capacidade das resinas catiónicas é de 1,1 eq/L.

Os ensaios com grupos de resinas consistiram em determinar qual o volume de resinas necessário e a periodicidade de regeneração de modo a que, funcionando em circuito fechado, as águas de lavagem do processo de electrodeposição apresentassem sempre o grau de pureza necessário para a obtenção de peças de qualidade.

Estes ensaios foram efectuados sobre a 4ª água de lavagem após o banho de crómio e sobre a primeira água de lavagem após o desgorduramento, e consistiram em retirar amostras destas águas e, após análises químicas, determinar a média de arrastos e o volume de cada resina necessário para se efectuar a regeneração das resinas uma vez por mês.

As resinas de permuta iónica podem ser colocadas nos banhos concentrados, mas não se justifica o seu uso nestes casos, pois estas iriam ficar rapidamente saturadas e seria necessário fazer a sua regeneração em intervalos de tempo muito curtos. Isto, para além de não ser rentável economicamente, não seria rentável em termos de remoção dos elementos poluentes, uma vez que seria necessário interromper várias vezes o tratamento para se proceder à regeneração do grupo de resinas.

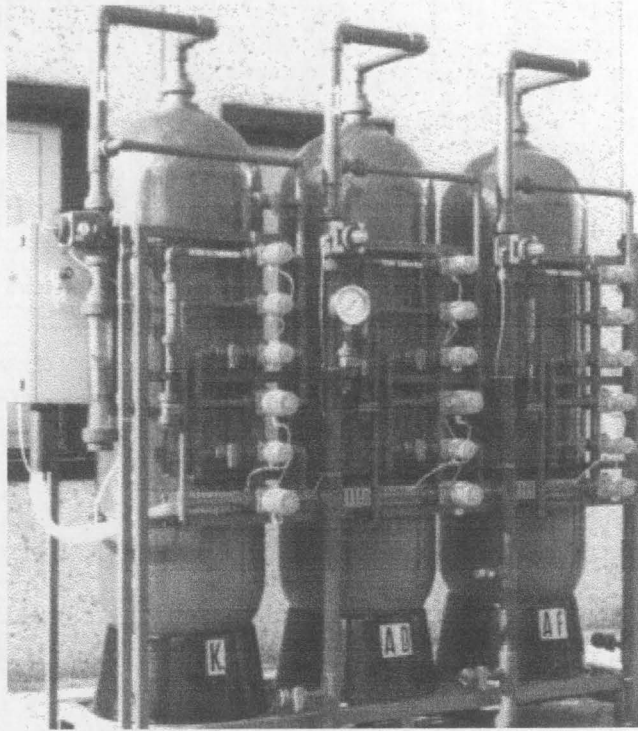


Figura 1- Fotografia do grupo de resinas de permuta iónica.<sup>[1]</sup>

#### • Ensaios com evaporadores

Estes ensaios consistiram no tratamento de diferentes efluentes com um evaporador, de modo a que no final se obtivesse um destilado isento de poluentes e um concentrado. Os efluentes sujeitos a este tratamento foram: desengordurante alcalino 1, desengordurante alcalino 2, lavagem de recuperação de cromo, lavagem de recuperação de níquel, efluente de decapagem e efluente da ETAR.

Retiraram-se as amostras dos efluentes iniciais e fez-se a medição do pH e da condutividade, assim como a determinação da concentração dos elementos poluentes da solução. Após o tratamento, foram medidos os mesmos parâmetros no destilado obtido. Foram registados os volumes de efluente a tratar, destilado e concentrado obtidos.

O evaporador utilizado nos ensaios foi um evaporador a vácuo com bomba de calor, com capacidade de produzir 7 litros de destilado por hora.

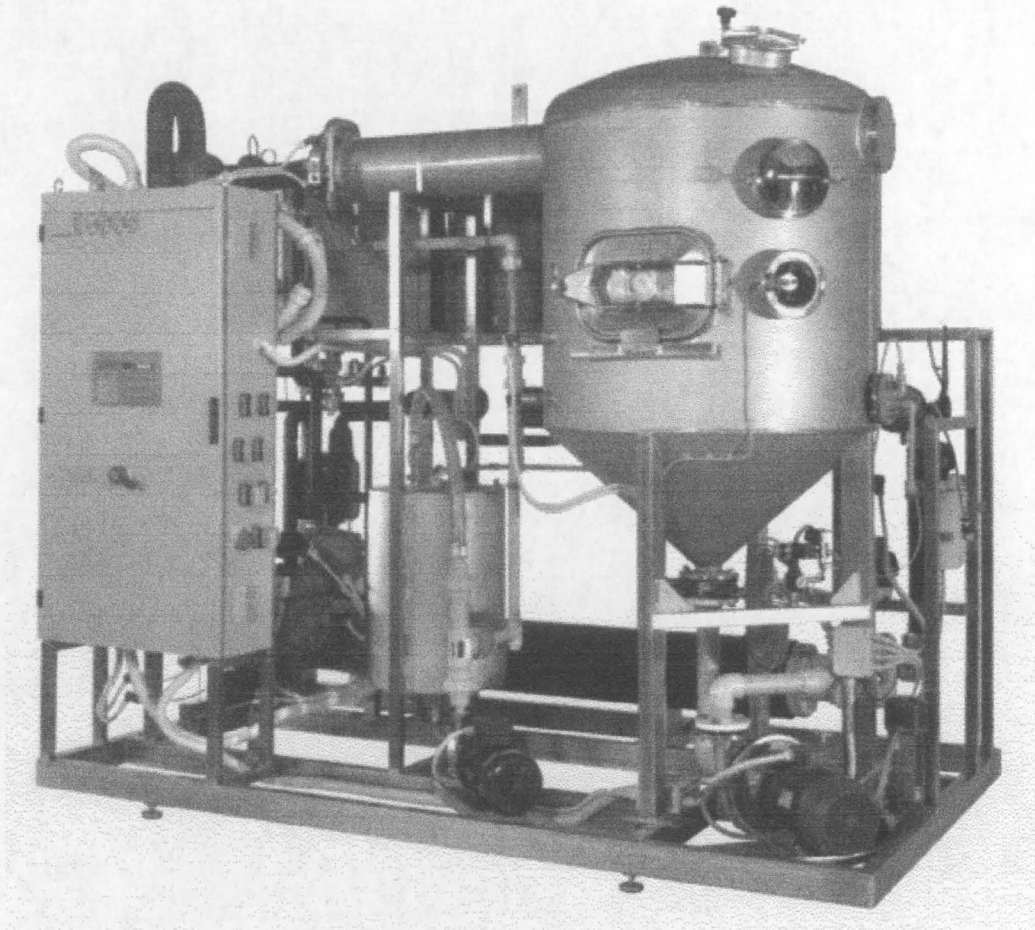


Figura 2- Fotografia dum evaporador semelhante ao utilizado para a realização dos ensaios.<sup>[2]</sup>

Este evaporador permite a destilação de líquidos a baixa temperatura através do efeito combinado da tecnologia de vácuo e bomba de calor e foi concebido para destilar líquidos de base aquosa que contenham compostos orgânicos e inorgânicos.

O esquema de trabalho do evaporador é o seguinte:

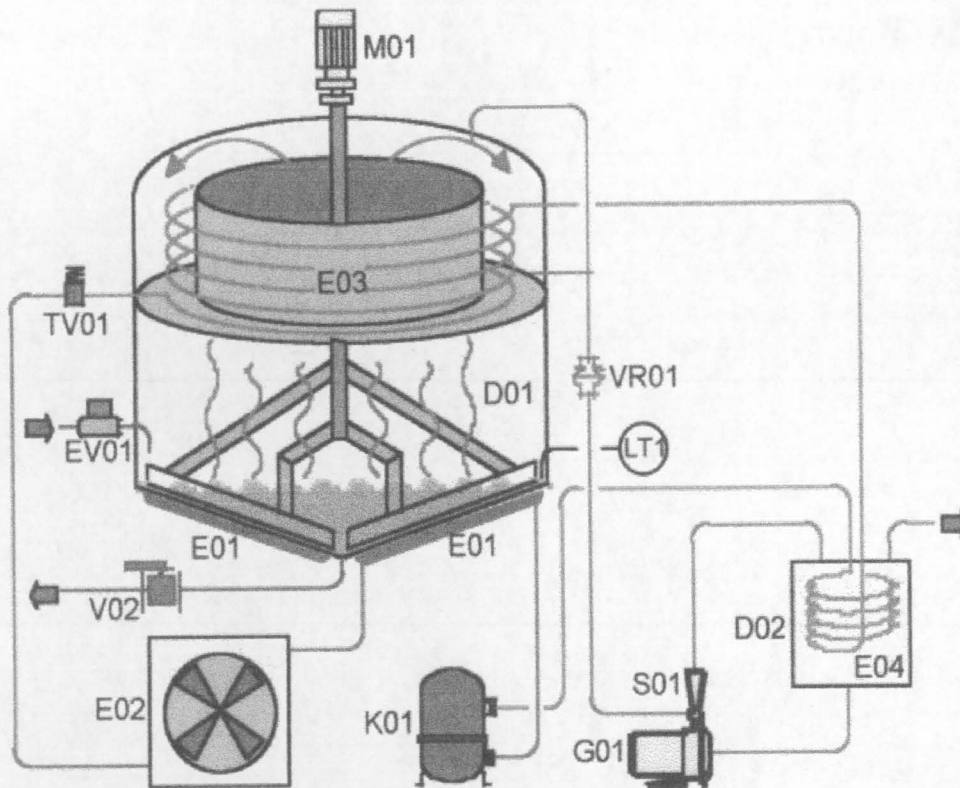


Figura 3- Esquema de trabalho do evaporador.<sup>[2]</sup>

### Legenda

- E03: condensador
- D01: câmara de evaporação
- E01: camisa de aquecimento
- EV01: válvula pneumática para entrada de resíduos
- V02: válvula de descarga do concentrado
- D02: tanque de recepção do destilado
- E04: serpentina de refrigeração
- S01: ejetor
- G01: bomba centrífuga

K01: compressor frigorífico

E02: ventiladores

Através dum circuito frigorífico, a bomba de calor leva a cabo a expansão e compressão do gás freon e fornece as calorias necessárias para a evaporação do líquido e para a sua condensação. A troca térmica realiza-se na camisa de aquecimento E01, localizada na parte inferior da câmara de evaporação D01; os vapores são condensados no condensador E03.

A temperatura de ebulição é de aproximadamente 35°C e a pressão residual é de aproximadamente 5,3KPa. O trabalho de compressão e o excesso de calor são dissipados através de um conjunto de ventiladores E02.

O vácuo é criado por um circuito constituído pela bomba centrífuga G01, pelo ejetor S01 e pelo tanque de recepção de destilado D02. O destilado é retirado do tanque de recepção e bombeado pela bomba centrífuga através do ejetor, para criar vácuo. A variação de pressão produzida é suficiente para extrair os recondensáveis e o destilado condensado. O tanque de recepção de destilado está equipado com uma serpentina na qual o freon flui. O destilado tem de arrefecer até aproximadamente 25°C para melhorar o desempenho do ejetor.

Os resíduos entram através da válvula pneumática EV01 e o concentrado sai através da válvula de descarga V02.<sup>[2]</sup>

## 4- Resultados obtidos

### • Grupo de resinas

Estes ensaios foram realizados com o objectivo de determinar qual o volume de resinas catiónica, aniónica forte e, se necessário, aniónica fraca, necessário para colocar em funcionamento em circuito fechado com as águas de lavagem, a seguir aos banhos de desgorduramento e de crómio, de modo a ser feita a sua regeneração apenas uma vez por mês.

Ao longo de vários dias foram recolhidas amostras destas águas de lavagem, as quais foram analisadas, de modo a determinar a média diária de arrastos dos vários elementos

contaminantes das águas de lavagem. Estes elementos contaminantes são os que vão ser retirados das águas de lavagem pelas resinas de permuta iónica. No caso da água de lavagem posterior ao desgorduramento, os poluentes que são necessários retirar, para manter a qualidade da água são os iões:  $\text{PO}_4^{2-}$ ,  $\text{SiO}_3^{2-}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{OH}^-$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ . No caso da 4ª lavagem a seguir ao banho de crómio, os iões poluentes que necessitam de ser removidos da água são:  $\text{CrO}_4^{2-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Zn}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ .

A determinação do volume de resinas necessário consiste em, após determinar a média de arrastos diária de cada ião poluente, de acordo com as horas de funcionamento de cada linha de electrodeposição e com a capacidade de cada tina, calcular o número de moles que são arrastadas por hora, de cada poluente. Depois, calcula-se os equivalentes dos iões numa hora, dividindo o número de moles pela valência de cada ião, e determinam-se os equivalentes que existem num mês. O quociente entre os equivalentes mensais de cada ião presentes na água e a capacidade de retenção de cada resina representa o volume de cada resina que é necessário utilizar de modo a ser feita a regeneração da resina uma vez por mês.

Depois de realizadas as análises às águas de lavagem, determinou-se o volume necessário de cada resina, apresentado na tabela 1.

Como por vezes é necessário um grande volume de resinas, para se reduzir o volume, colocam-se as águas de lavagem em cascata, para se fazer diluições.

Efluente a tratar	Volume de resinas necessário ( Litros )	
	Resina aniónica	Resina catiónica
Desengordurante da linha 1 de electrodeposição	232	105
Desengordurante da linha 3 de electrodeposição	105	47
4ª água de lavagem do crómio da linha 1 de electrodeposição	47	92
4ª água de lavagem do crómio da linha 3 de electrodeposição	49	39

Tabela 1- Volume de resinas aniónica forte e catiónica necessários para recuperar os diversos efluentes.

#### • Evaporador

Os ensaios com o evaporador consistiram em fazer o tratamento de diversos efluentes: desengordurante alcalino 1, desengordurante alcalino 2, lavagem de recuperação de crómio, lavagem de recuperação de níquel, efluente de decapagem, efluente da ETAR. Após o tratamento de cada efluente obteve-se uma solução – destilado – isenta de poluentes, que pode ser usada novamente na produção, e um concentrado. A cada uma destas soluções, efluente inicial, destilado e concentrado, foram medidos parâmetros ( pH, condutividade, concentração dos iões poluentes, volume ), de maneira a que, no final, se pudesse avaliar a eficiência do ensaio.

Os resultados obtidos nestes ensaios estão apresentados nas tabelas seguintes.

**Efluente a tratar: desengordurante alcalino 1**

	<b>Cor</b>	<b>Volume (Litros)</b>	<b>pH</b>	<b>Condutividade</b>	<b>[Cu<sup>2+</sup>] (ppm)</b>	<b>[Zn<sup>2+</sup>] (ppm)</b>	<b>[Ni<sup>2+</sup>] (ppm)</b>
<b>Solução inicial</b>	Esverdeado	125	12,7	73,6 mS	549,73	6,721	25,832
<b>Destilado</b>	Incolor	104	6,9	23 $\mu$ S	0	0	0
<b>Concentrado</b>	Esverdeado	17					

Tabela 2- Características da solução inicial, destilado e concentrado do desengordurante alcalino 1.

O destilado obtido apresentava-se como uma pasta e depositou ou precipitou após repouso.

O destilado obtido corresponde a 83% do volume da solução inicial.

**Efluente a tratar: desengordurante alcalino 2**

	<b>Cor</b>	<b>PH</b>	<b>Condutividade</b>
<b>Solução inicial</b>	Esverdeado	11,98	8,16 mS
<b>Destilado</b>	Incolor	9,8	32 $\mu$ S

Tabela 3- Características da solução inicial e destilado do desengordurante alcalino 2.



**Efluente a tratar: Lavagem de recuperação de crómio**

	<b>Cor</b>	<b>Volume (Litros)</b>	<b>pH</b>	<b>Condutividade</b>	<b>[Cr<sup>6+</sup>]</b>
<b>Solução inicial</b>	Castanho alaranjado	50	0,5	122 mS	125 g/L
<b>Destilado</b>	Amarelado	35	4,4	76,9 µS	1 mg/L
<b>Concentrado</b>	Castanho	15	-		

Tabela 4- Características da solução inicial, destilado e concentrado da lavagem de recuperação de crómio.

O concentrado foi obtido no estado líquido e o destilado corresponde a 70% do volume inicial do efluente.

**Efluente a tratar: lavagem de recuperação de níquel**

	<b>Cor</b>	<b>Volume (Litros)</b>	<b>PH</b>	<b>Condutividade</b>	<b>[Ni<sup>2+</sup>] (ppm)</b>
<b>Solução inicial</b>	Verde	27	7,0	3,4 mS	10910,8
<b>Destilado</b>	Esverdeado	19	6,9	176 µS	0,6040
<b>Concentrado</b>	Verde	8			

Tabela 5- Características da solução inicial, destilado e concentrado da lavagem de recuperação de níquel.

Conseguiu-se obter 70% do efluente inicial sob a forma de destilado; o concentrado estava no estado líquido.

**Efluente a tratar: efluente de decapagem**

	<b>Cor</b>	<b>Volume (Litros)</b>	<b>pH</b>	<b>Condutividade</b>	<b>[Cu<sup>2+</sup>] (mg/L)</b>	<b>[PO<sub>4</sub><sup>2-</sup>] (mg/L)</b>
<b>Solução inicial</b>	Esverdeado	57	12,5	24,7 mS		
<b>Destilado</b>	Incolor	50	9,0	99 μS	< 0,1	3,1
<b>Concentrado</b>	Esverdeado	5				

Tabela 6- Características da solução inicial, destilado e concentrado do efluente de decapagem.

Como a solução inicial apresentava um pH muito baixo, fez-se uma correcção para um valor de pH de 12,5.

O concentrado estava no estado líquido e a percentagem de destilado obtido, relativamente ao volume inicial de efluente foi de 88%.

**Efluente a tratar: efluente da ETAR**

	<b>Cor</b>	<b>Volume (Litros)</b>	<b>pH</b>	<b>Condutividade</b>	<b>[Cu<sup>2+</sup>] (ppm)</b>	<b>[Ni<sup>2+</sup>] (ppm)</b>
<b>Solução inicial</b>	Incolor	47	2,1	6,9 mS	138,56	37,839
<b>Destilado</b>	Incolor	35,5	10,1	143 μS	0,1938	0
<b>Concentrado</b>	Incolor	11,4				

Tabela 7- Características da solução inicial, destilado e concentrado do efluente da ETAR.

Obteve-se um concentrado líquido e recuperou-se 76% do efluente inicial como destilado.

Após correcção do pH da solução inicial para 8,3, verificou-se que o pH do destilado era de 9,4 e a condutividade de 55,3 μS.

## 5- Análise dos resultados

No que respeita ao ensaio com o desengordurante alcalino 1, obteve-se um destilado correspondente a 83% do efluente inicial e com uma condutividade de  $23\mu\text{S}$ , o que significa que o destilado pode ser usado como uma qualquer água de lavagem ou usada na produção, pois para além da baixa condutividade, apresenta-se isento de metais como cobre, zinco e níquel.

O concentrado resultante desta destilação apresenta-se como uma pasta que posteriormente depositou ou precipitou, após algum tempo em repouso. Como foi o primeiro ensaio realizado, e como o conhecimento prático do modo de funcionamento do evaporador era nulo, o tempo de evaporação foi elevado, daí o estado do concentrado. Se o objectivo é recuperar o concentrado, o tempo de evaporação deveria ser menor, de modo a ser mais fácil a diluição do concentrado para reposição no banho; se, por outro lado, o objectivo é concentrar ao máximo para este ser rejeitado, então o tempo de evaporação foi o correcto, pois o concentrado apresenta uma diminuta quantidade de água.

Relativamente ao desengordurante alcalino 2, este foi sujeito ao tratamento apenas com o objectivo de se recuperar o destilado. O destilado obtido apresenta uma qualidade apreciável em termos de condutividade. Neste caso o objectivo do ensaio não foi recuperar o concentrado para posterior utilização, pois a concentração dos elementos que compõem o banho não é conhecida.

O ensaio de evaporação da lavagem de recuperação de crómio permitiu obter 70% do efluente inicial, sob a forma de destilado.

O destilado obtido apresenta uma condutividade baixa e contém algum crómio em solução (  $1\text{ mg/L}$  ).

No ensaio do efluente proveniente da recuperação de níquel, o destilado obtido corresponde a 70% do volume inicial do efluente. A condutividade do destilado é baixa, o que significa que este pode ser usado como água de lavagem ou ser utilizado na produção. Neste caso, verificou-se, após uma análise, que o destilado contém  $0,6040\text{ ppm}$  de níquel.

O ensaio com o efluente de decapagem permitiu a obtenção de 88% do efluente inicial, sob a forma de destilado. O destilado obtido apresenta uma condutividade baixa, assim como uma baixa concentração em iões cobre e fosfato.

O destilado obtido após a destilação do efluente da ETAR apresenta-se isento de níquel e com uma quantidade reduzida de cobre.

Durante a realização deste ensaio, verificou-se que, fazendo uma correcção de pH à solução inicial, o pH do destilado não tem um valor tão elevado como tinha sem esta correcção e o valor da condutividade baixa bastante após esta correcção.

Em alguns casos, o destilado obtido contém alguns iões em solução, mas em quantidades reduzidas, o que significa que este destilado pode ser usado na produção.

## **6- Custos dos tratamentos dos efluentes por métodos físico-químicos e com evaporador**

Um parâmetro importante para decidir quais as tecnologias a utilizar, é o custo dos tratamentos dos efluentes. Por isso, fez-se um estudo, onde se comparou o preço do tratamento dos efluentes através dos meios físico-químicos existentes na empresa, com o preço do tratamento dos mesmos efluentes utilizando o evaporador.

Para a determinação dos custos de tratamento físico-químicos são necessários os seguintes dados:

- Volume de efluentes ácidos tratados mensalmente:  $363,818 \text{ m}^3$  ( 35% do volume total tratado ).

- Volume de efluentes com crómio tratados mensalmente:  $290,472 \text{ m}^3$  ( 28% do volume total tratado ).

- Volume de efluentes com cianetos tratados mensalmente:  $17,888 \text{ m}^3$  ( 2% do volume total tratado ).

- Volume de efluentes alcalinos tratados mensalmente:  $367,822 \text{ m}^3$  ( 35% do volume total tratado ).

- Custo de tratamento mensal dos efluentes ácidos ( incluindo o tratamento das lamas ): 1269,44 €. ( Ver anexo II )

- Custo de tratamento mensal dos efluentes com crómio ( incluindo o tratamento das lamas ): 1205,71 €. ( Ver anexo II )

- Custo de tratamento mensal dos efluentes com cianetos ( incluindo o tratamento das lamas ): 161,60 €. ( Ver anexo II )

- Custo de tratamento mensal dos efluentes alcalinos ( incluindo o tratamento das lamas ): 2476,42 €. ( Ver anexo II )

Para os custos mensais de tratamento a seguir apresentados considerou-se:

- 1 m<sup>3</sup> de água da rede = 1,95 €
- 1KW = 0,073 €

### **Efluente a tratar: Desengordurante alcalino**

- Tratamento físico-químico

- Consumo médio de água da rede: 133,700 m<sup>3</sup> / mês = 260,76 €
- Custo de tratamento do efluente na ETAR: 36% do custo de tratamento dos fosfatos = 891,51 €
- Custo total: 1152,27 €

- Evaporador

- Consumo energético: 2286 € ( Ver anexo III )

### **Efluente a tratar: Lavagem de recuperação de crómio**

- Tratamento físico-químico

- Consumo médio de água da rede: 290,472 m<sup>3</sup> / mês = 566,51 €
- Custo de tratamento do efluente na ETAR: 1205,71 €
- Custo total: 1772,22 €

A este custo total, que inclui a entrada de água da rede e o tratamento dos efluentes com crómio, tem que se acrescentar 243 € mensais, que correspondem às reposições dos elementos constituintes do banho de crómio que são necessárias efectuar, pois há sempre arrastos, logo há perda dos constituintes do banho. Sendo assim, o custo total vai ser de 2015,22 €.

- Evaporador

- Consumo energético: 4547 € ( Ver anexo III )

**Efluente a tratar: Lavagem de recuperação de níquel**

- Tratamento físico-químico

- Consumo médio de água da rede:  $25,600 \text{ m}^3 / \text{mês} = 49,93 \text{ €}$

- Custo de tratamento do efluente na ETAR: 7% do custo de tratamento dos ácidos = 88,86 €

- Custo total: 138,79 €

Ao custo total é acrescido um custo de 304 €, correspondente à reposição que é necessária fazer ao banho de níquel, perfazendo um total mensal de 442,79 €.

- Evaporador

- Consumo energético: 454 €. ( Ver anexo III )

### **Efluente a tratar: Efluente de decapagem**

- Tratamento físico-químico

- Consumo médio de água da rede:  $47,190 \text{ m}^3 / \text{mês} = 92,04 \text{ €}$
- Custo de tratamento do efluente na ETAR: 13% do custo de tratamento dos alcalinos  
= 231,94 €
- Custo total: 323,98 €

- Evaporador

- Consumo energético: 868 € ( Ver anexo III )

### **Efluente a tratar: Efluente da ETAR**

- Tratamento físico-químico

- Consumo médio de água da rede:  $1040,000 \text{ m}^3 / \text{mês} = 2028,31 \text{ €}$
- Custo de tratamento do efluente na ETAR: 5113,17 €
- Custo total: 7141,48 €

- Evaporador

- Consumo energético: 14123 € ( Ver anexo III )



## 7- Discussão dos resultados

De acordo com os resultados obtidos para cada ensaio, pode-se analisar qual ou quais os equipamentos mais adequados para os diferentes efluentes:

- Desengorduramento

O uso dum evaporador para o tratamento dos efluentes provenientes do desengorduramento não é economicamente viável, pois para além do tratamento com o evaporador ser mais dispendioso do que o tratamento físico químico, com o evaporador apenas se iria aproveitar o destilado e não o concentrado, pois este tem elevada quantidade de pasta de polir. Se o concentrado fosse introduzido no banho, este iria ficar mais concentrado em pasta de polir, o que iria diminuir a vida útil do banho.

O processo mais indicado para o tratamento deste efluente, quer nas linhas de electrodeposição, quer na máquina de desengorduramento, é o grupo de resinas de permuta iónica, que trabalha em circuito fechado com as águas de lavagem a seguir ao desengorduramento, estando as águas de lavagem em cascata, como apresentado na figura 4.

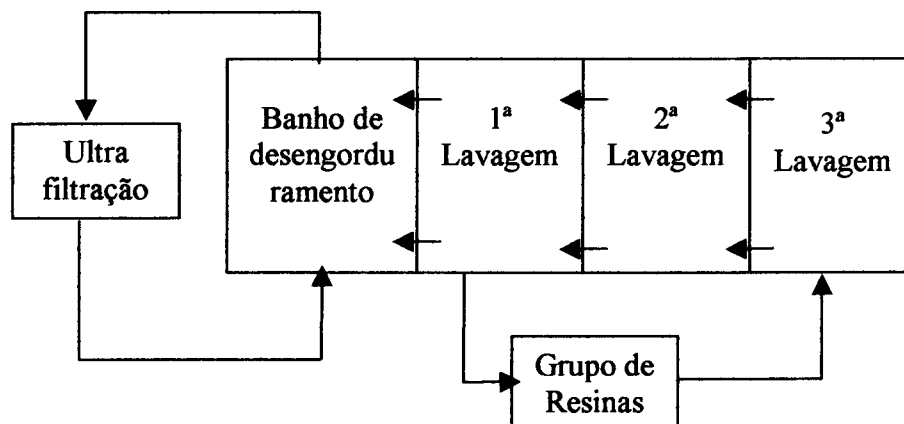


Fig. 4- Esquema de tratamento do banho de desengorduramento e das águas de lavagem.

De acordo com os cálculos apresentados no anexo I, na linha 1 de electrodeposição deve ser colocado um grupo de resinas, em que a resina catiónica deve ter um volume de 105L e a resina aniónica forte, 232L. Nas linhas 2, 3 e 4, a resina catiónica deve ter 95L e a aniónica 105L. A água, depois de passar no grupo de resinas deve passar por carvão activado e por um filtro de areia.

Assim, vai haver uma economia de 186,16 € por mês, pois há menor consumo de água da rede e menor quantidade de água para ser tratada na ETAR. Também vai haver uma redução de custos, pois a água não precisa de ser desmineralizada antes de ser usada no processo, porque a água obtida depois de passar no grupo de resinas já tem uma condutividade suficientemente baixa e está isenta de iões poluentes.

No que respeita aos banhos de desgorduramento, existe actualmente em funcionamento um sistema de ultrafiltração, em contínuo, do banho da máquina de desgorduramento. Este sistema prolonga a vida do banho três vezes. Se forem colocados sistemas de ultrafiltração nos banhos de desgorduramento das linhas de electrodeposição, há uma economia de 407 € nos banhos de desgorduramento.

Como há uma redução do volume de banho de desgorduramento, provocado pelos arrastos, para fazer a reposição deste, pode-se colocar a 1ª água de lavagem a fazer transbordo para o banho, pois esta água encontra-se bastante concentrada nos elementos constituintes do banho.

Deste modo, com grupos de resinas e sistemas de ultrafiltração a funcionar em contínuo nas linhas galvânicas e na máquina de desgorduramento, vai haver mensalmente uma diminuição de custos de 593,18 €. Para além disso, os tratamentos físico-químicos vão ser mais fáceis, porque há menos quantidade de concentrados para tratar.

- Lavagem de recuperação de crómio

Na lavagem de recuperação de crómio, o evaporador não se justifica, do ponto de vista económico. No entanto, pode-se colocar um evaporador na linha 1 de electrodeposição, pois é a linha que tem um maior consumo de água da rede, logo tem um custo maior de tratamento de efluentes. Com um evaporador a tratar a lavagem de recuperação de crómio, estando as águas de lavagem em cascata, como se pode ver na figura 5, o destilado obtido é introduzido na última água de lavagem e o concentrado, após análise, é introduzido no banho para se fazer

a reposição, pois com os arrastos o banho sofre perdas significativas de volume. Assim, a quantidade de efluentes com crómio que vão para a ETAR, para serem tratados, vai diminuir, diminuindo também as dificuldades de tratamento. A linha 1 de electrodeposição tem um consumo de água da rede de 50% relativamente ao consumo total dos processos que utilizam o crómio, ou seja, 145,236 m<sup>3</sup>, o que significa que o custo mensal dos tratamentos físico-químicos dos efluentes com crómio desta linha é de 1007,61 €. O evaporador utilizado deve ter a capacidade de produzir 382 litros de destilado por hora, o que significa que tem um consumo energético de 2755 €, como se pode constatar no anexo III.

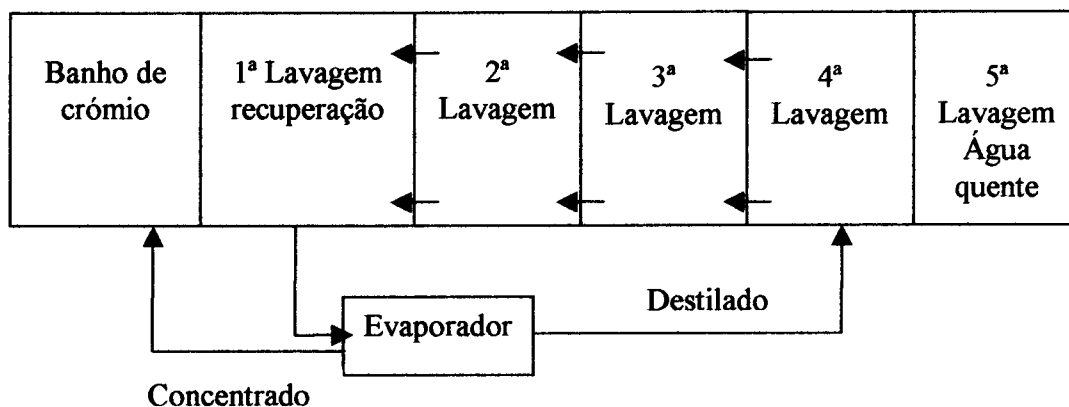


Fig. 5- Esquema de tratamento das águas de lavagem posteriores ao banho de crómio da linha 1 de electrodeposição.

Nas linhas 2, 3 e 4 de electrodeposição, como os volumes são bastante inferiores ao volume da linha 1, não se justifica o uso de evaporadores. Neste caso, a solução é colocar um grupo de resinas de permuta iónica a funcionar em circuito fechado nas águas de lavagem. A 4ª água de lavagem a seguir ao banho de crómio passa através das resinas e é introduzida na 3ª água de lavagem, de acordo com a figura 6. Não é possível colocar o grupo de resinas nas lavagens anteriores à 4ª lavagem devido à elevada concentração destas águas em iões poluentes, pois as resinas ficariam rapidamente saturadas.

As 3ª e 4ª águas de lavagem devem funcionar em cascata, sendo a cascata no sentido da circulação das peças.

Com o grupo de resinas a funcionar nas 3 linhas de electrodeposição, há uma redução de custos apreciável, mas difícil de quantificar.

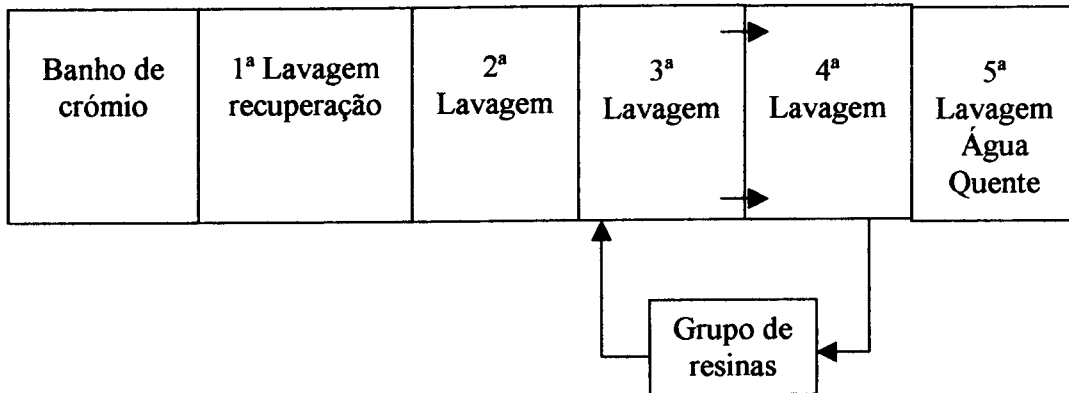


Fig. 6- Esquema de tratamento das águas de lavagem posteriores ao banho de crómio, nas linhas 2, 3 e 4 de electrodeposição.

- Lavagem de recuperação de níquel

No caso do efluente de recuperação do níquel, o método mais indicado para o tratamento destes efluentes é o uso dum evaporador. Como o banho de níquel é aquecido a uma temperatura da ordem dos 60-65°C, há grandes perdas de banho por evaporação e por arrastos. Colocando um evaporador a tratar a água de recuperação de níquel e as águas de lavagem em cascata, sendo a cascata no sentido inverso ao sentido do movimento das peças, o destilado obtido é introduzido na última água de lavagem e o concentrado, após análise, vai ser introduzido no banho, para se fazer a reposição diária do mesmo, como se vê na figura 7.

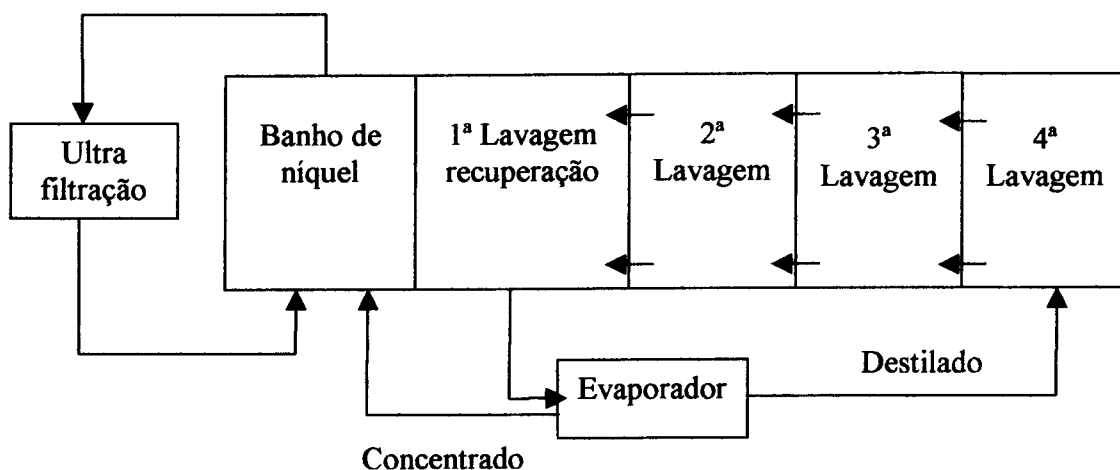


Fig. 7- Esquema de tratamento do banho de níquel e das águas de lavagem.

As águas de lavagem não precisam de ser rejeitadas, pois estão constantemente a ser renovadas, o que é bastante benéfico em termos de tratamento físico-químico, pois os efluentes com níquel são de difícil tratamento, pois são soluções tampão e além disso formam complexos, o que dificulta o tratamento.

Para além disso, os banhos de níquel podem ser filtrados continuamente, o prolonga a vida dos mesmos, evitando o envio de concentrados para tratamento na ETAR.

- Efluente de decapagem

Este efluente é de difícil tratamento, pois tem um pH muito baixo. Assim, o grupo de resinas não é indicado para o seu tratamento, pois seria necessária uma grande quantidade de resinas para ajustar o pH da água de saída, de modo a poder ser reutilizada.

O sistema de filtração também não se adequa ao tratamento das águas de lavagem após a decapagem, também devido ao pH da solução.

O modo de recuperar as águas de lavagem a seguir à decapagem é enviá-las para a ETAR, o que acontece actualmente, mas em vez de sofrerem um tratamento físico-químico, vão ser tratadas por evaporação, num evaporador colocado na ETAR. O destilado é

aproveitado para renovação das águas de lavagem e o concentrado é enviado para o filtro-prensa.

Para se aumentar a vida útil do banho de decapagem, como este se encontra muito concentrado em cobre, pode-se recorrer a uma electrólise selectiva, que consiste em introduzir uma chapa de aço ou grafite no banho. O cobre vai-se depositar na chapa, evitando a saturação do banho e aumentando a vida do banho.

- Efluente da ETAR

Embora não seja viável economicamente a colocação dum evaporador na ETAR para o tratamento de todos os efluentes, se forem colocados grupos de resina, sistemas de ultrafiltração e evaporador, como foi referido para os efluentes anteriores, vai haver uma menor quantidade de efluentes enviados para a ETAR, logo vai ser necessário um evaporador de menor capacidade do que o inicialmente previsto. Deste modo, mesmo sendo os custos do consumo do evaporador superiores ao tratamento dos efluentes, a colocação deste aparelho na ETAR é uma mais valia para a empresa, pois não vai haver necessidade de rejeitar nenhum efluente. O destilado obtido no evaporador é colocado no processo e os concentrados são enviados para o filtro-prensa, sendo a água proveniente do filtro colocada também no evaporador para destilar, como se pode ver na figura 8. Só vai ser necessário fazer o tratamento das lamas.

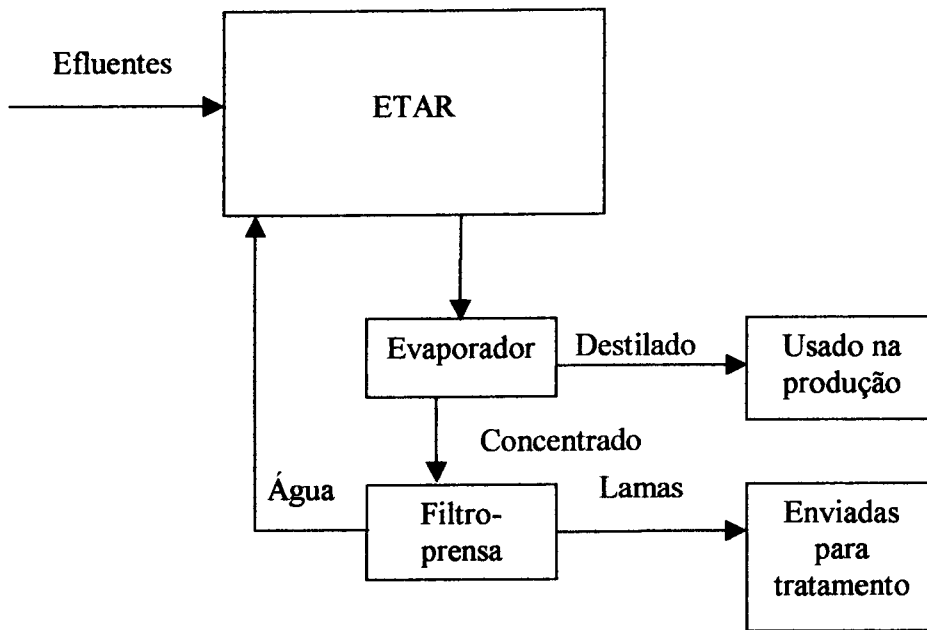


Fig. 8- Esquema de tratamento dos efluentes da ETAR.

O evaporador que vai ser posto a funcionar deve ter a capacidade de produzir 1676 litros de destilado por hora, e vai ter um consumo energético de 11452 €. ( Ver anexo III )

## 8- Conclusão

Utilizando grupos de resinas de permuta iónica nas águas de lavagem, reduz-se a quantidade de efluentes enviados para a ETAR, reduzindo a rejeição de efluentes, o custo de tratamento e a produção de lamas. A vida das águas de lavagem aumenta e estas não precisam de ser desmineralizadas, como acontece com a água da rede, pois ao passar pelo grupo de resinas, a qualidade da água permite a sua reutilização no processo. Um inconveniente do grupo de resinas de permuta iónica é ser necessário fazer a sua regeneração quando as resinas ficam saturadas.

Com a ultrafiltração a funcionar nos banhos, aumenta-se a vida destes, pois não ficam rapidamente saturados como aconteceria sem a ultrafiltração.

Os evaporadores apresentam como grande vantagem não haver rejeição de efluentes líquidos, pois o destilado pode ser reutilizado na produção, devido à sua qualidade. O concentrado, quando o evaporador é colocado na origem do efluente, é aproveitado e introduzido no banho. Quando o objectivo da evaporação é apenas recuperar o destilado, o concentrado, que contém pouca quantidade de água, é enviado para o filtro-prensa, de onde são posteriormente retiradas as lamas e enviadas para tratamento. A água proveniente do filtro-prensa é tratada no evaporador. Como inconveniente, os evaporadores têm um consumo elevado energético elevado, o que por vezes não justifica o seu emprego.

A rejeição mínima não consiste apenas em colocar o equipamento necessário em funcionamento, consiste em minimizar os efluentes e o consumo de água, prolongando a vida dos banhos e das águas de lavagem.

Deste modo, conjugando as técnicas apropriadas a cada caso, consegue-se reduzir o consumo de água da rede, minimizar a rejeição de lamas e a dificuldade de tratamento dos efluentes e, principalmente, não rejeitar efluentes líquidos, não sendo necessário qualquer tipo de preocupação no que respeita ao impacto ambiental, pois não se rejeita água, nem se lança qualquer efluente contaminado para o exterior.

É difícil estimar o tempo de amortização do investimento em equipamentos de preços avultados como os evaporadores, porque na maior parte dos casos, a evaporação tem custos superiores aos tratamentos físico-químicos. No entanto, há que considerar que a construção da ETAR e os tratamentos físico-químicos também têm custos elevados e que são utilizados apenas para tratar os efluentes antes de serem rejeitados. No caso dos evaporadores, o



destilado e concentrado obtidos vão ser reutilizados no processo, o que representa um benefício económico e ambiental. No que respeita aos sistemas de ultrafiltração e grupos de resinas, não vai ser necessário fazer nenhum investimento, pois eles já existem na empresa.

A Valsan, adoptando o conceito de rejeição mínima, melhora a sua imagem perante os clientes e dá um passo importante na conquista de novos clientes. Além disso, é necessário estar preparada para as normativas ambientais que poderão entrar em vigor nos próximos anos, as quais já existem em alguns países europeus. Estas normas condicionam as empresas no que respeita ao consumo de água da rede e rejeição de efluentes líquidos e sempre que ultrapassadas as quantidades impostas, são aplicadas multas avultadas.

A rejeição mínima não pode ser feita num só passo. Neste momento, a Valsan para além de colocar unidades de reciclagem de banhos, está a melhorar a gestão dos banhos, alterando a composição dos produtos, de forma a que se possa adicionar o produto activo que se consome, mantendo o banho indefinidamente. O passo seguinte consiste em colocar os grupos de resinas a funcionar em circuito fechado com as águas de lavagem, para uma melhor gestão da água e só depois utilizar os tratamentos por evaporação.

Para colocar em funcionamento o conjunto de tratamentos que aqui se analisou, ter-se-á de ter em conta que será necessário um investimento em evaporadores de cerca de 348000E.

Tendo em conta uma esperança média de vida destes equipamentos de 10 anos, isto implicará um custo anual de amortização de 34800 €.

O agravamento de custos de tratamento será de cerca de 78963,12 € / ano.

A redução de custos associada à poupança de água e reagentes é de 45550,32 € / ano.

Isto é o resultado da utilização do sistema que confere um agravamento de custos de 33412,8 € / ano.

Para além da melhoria da imagem da empresa e do mais eficiente cumprimento das normativas ambientais, a empresa poderá necessitar de fazer incidir o agravamento de custos na sua produção. ( Ver anexo IV )

## **9- Referências Bibliográficas**

[1]- Material fornecido pela empresa Ecological

[2]- Material fornecido pela empresa SSL

# ANEXO I

## Cálculo do volume de resinas catiónica e aniónica

### Linha 1 de electrodeposição- Desengordurante alcalino

Composição:

NaOH: 50%

$\text{PO}_4^{2-}$  : 16%

$\text{SiO}_3^{2-}$  : 32%

Concentração do desengordurante : 38 g/L

Arrasto de  $\text{PO}_4^{2-} = 0,2375 \text{ g/L} = 2,50 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$

Arrastos NaOH = 0,7422 g/L

Arrastos  $\text{SiO}_3^{2-} = 0,4750 \text{ g/L} = 6,25 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$

Como NaOH  $\leftrightarrow \text{Na}^+ + \text{OH}^-$ , então:

Arrastos  $\text{Na}^+ = 0,3711 \text{ g/L} = 1,61 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$

Arrastos  $\text{OH}^- = 0,3711 \text{ g/L} = 2,18 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$

A água contém 0,066 g/L de  $\text{CaCO}_3$

Como  $\text{CaCO}_3 \leftrightarrow \text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-}$ , então:

Arrastos  $\text{Ca}^{2+} = 0,033 \text{ g/L} = 8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$

Arrastos  $\text{CO}_3^{2-} = 0,033 \text{ g/L} = 5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$

### Volume necessário de resina catiónica

Consideram-se 19 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 1000L:

$\text{Na}^+ = ((1,61 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,847 \text{ mol/h} = 0,847 \text{ eq/h}$

$\text{Ca}^{2+} = ((8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,026 \text{ mol/h} = 0,013 \text{ eq/h}$

$\text{Na}^+ + \text{Ca}^{2+} = 0,847 \text{ eq/h} + 0,021 \text{ eq/h} = 0,868 \text{ eq/h}$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 399 horas:

$0,868 \text{ eq/h} \times 399\text{h} = 346 \text{ eq/mês}$

Como a capacidade da resina catiónica é de 1,1eq:

$$346/1,1 = 315 \text{ L de resina}$$

Para não se usar uma resina catiónica com 315L, pode-se colocar as águas de lavagem em cascata, obtendo-se assim uma razão de diluição ( rd ) de três vezes, ou seja, uma água com 3 diluições, o que diminui o volume da resina:

$$315 \text{ L} / 3 = 105 \text{ L resina catiónica}$$

### **Volume necessário de resina aniónica**

Consideram-se 19 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 1000L:

$$\text{OH}^- = ((2,18 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 1,147 \text{ mol/h} = 1,147 \text{ eq/h}$$

$$\text{PO}_4^{2-} = ((2,50 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,132 \text{ mol/h} = 0,066 \text{ eq/h}$$

$$\text{SiO}_3^{2-} = ((6,25 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,329 \text{ mol/h} = 0,165 \text{ eq/h}$$

$$\text{CO}_3^{2-} = ((5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,029 \text{ mol/h} = 0,015 \text{ eq/h}$$

$$\text{OH}^- + \text{PO}_4^{2-} + \text{SiO}_3^{2-} + \text{CO}_3^{2-} = 1,147 \text{ eq/h} + 0,066 \text{ eq/h} + 0,165 \text{ eq/h} + 0,015 \text{ eq/h} = 1,393 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 399 horas:

$$1,393 \text{ eq/h} \times 399\text{h} = 556 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina aniónica é de 0,8 eq:

$$556/0,8 = 695 \text{ L de resina}$$

Como as águas de lavagem se encontram em cascata, o factor de diluição é de 3:

$$695 \text{ L} / 3 = 232 \text{ L resina aniónica}$$

**Linha 3 de electrodeposição- Desengordurante alcalino**

Composição:

NaOH: 50%

 $\text{PO}_4^{2-}$  : 16% $\text{SiO}_3^{2-}$  : 32%

Concentração do desengordurante : 38 g/L

Arrasto de  $\text{PO}_4^{2-} = 0,2375 \text{ g/L} = 2,50 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$ 

Arrastos NaOH = 0,7422 g/L

Arrastos  $\text{SiO}_3^{2-} = 0,4750 \text{ g/L} = 6,25 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$ Como NaOH  $\leftrightarrow$   $\text{Na}^+ + \text{OH}^-$  , então:Arrastos  $\text{Na}^+ = 0,3711 \text{ g/L} = 1,61 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$ Arrastos  $\text{OH}^- = 0,3711 \text{ g/L} = 2,18 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$ A água contém 0,066 g/L de  $\text{CaCO}_3$ Como  $\text{CaCO}_3 \leftrightarrow \text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-}$  , então:Arrastos  $\text{Ca}^{2+} = 0,033 \text{ g/L} = 8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$ Arrastos  $\text{CO}_3^{2-} = 0,033 \text{ g/L} = 5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$ **Volume necessário de resina catiónica**

Consideram-se 8 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 300L:

 $\text{Na}^+ = ((1,61 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,604 \text{ mol/h} = 0,604 \text{ eq/h}$  $\text{Ca}^{2+} = ((8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,031 \text{ mol/h} = 0,016 \text{ eq/h}$  $\text{Na}^+ + \text{Ca}^{2+} = 0,604 \text{ eq/h} + 0,016 \text{ eq/h} = 0,620 \text{ eq/h}$ 

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 168 horas:

 $0,620 \text{ eq/h} \times 168\text{h} = 104 \text{ eq/mês}$ 

Como a capacidade da resina catiónica é de 1,1eq:

 $104/1,1 = 94,5 \text{ L de resina}$

Colocando-se as águas de lavagem em cascata, consegue-se um factor de diluição de 2:

$$94,5 \text{ L} / 2 = 47 \text{ L}$$

### **Volume necessário de resina aniónica**

Consideram-se 8 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 300L:

$$\text{OH}^- = ((2,18 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,818 \text{ mol/h} = 0,818 \text{ eq/h}$$

$$\text{PO}_4^{2-} = ((2,50 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,094 \text{ mol/h} = 0,047 \text{ eq/h}$$

$$\text{SiO}_3^{2-} = ((6,25 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,234 \text{ mol/h} = 0,117 \text{ eq/h}$$

$$\text{CO}_3^{2-} = ((5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,021 \text{ mol/h} = 0,011 \text{ eq/h}$$

$$\text{OH}^- + \text{PO}_4^{2-} + \text{SiO}_3^{2-} + \text{CO}_3^{2-} = 0,818 \text{ eq/h} + 0,047 \text{ eq/h} + 0,117 \text{ eq/h} + 0,011 \text{ eq/h} = 0,993 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 168 horas:

$$0,993 \text{ eq/h} \times 168\text{h} = 167 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina aniónica é de 0,8 eq:

$$167/0,8 = 209 \text{ L de resina}$$

$$209 \text{ L} / 2 = 105 \text{ L resina aniónica}$$

**Linha 1 de electrodeposição- 4ª lavagem após o banho de crómio**

$$\text{Arrasto de CrO}_4^{2-} = 1,28 \text{ g/L} = 1,10 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos SO}_4^{2-} = 10\% \text{ dos arrastos de CrO}_4^{2-} = 0,128 \text{ g/L} = 1,40 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

A água contém 0,066 g/L de CaCO<sub>3</sub>

Como CaCO<sub>3</sub> <-> Ca<sup>2+</sup> + CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, então:

$$\text{Arrastos Ca}^{2+} = 0,033 \text{ g/L} = 8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos CO}_3^{2-} = 0,033 \text{ g/L} = 5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos Cu}^{2+} = 0,2 \text{ g/L} = 3,13 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos Zn}^{2+} = 0,2 \text{ g/L} = 3,08 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos Ni}^{2+} = 0,2 \text{ g/L} = 3,39 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

**Volume necessário de resina catiónica**

Consideram-se 19 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 1000L:

$$\text{Cu}^{2+} = ((3,13 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,165 \text{ mol/h} = 0,083 \text{ eq/h}$$

$$\text{Zn}^{2+} = ((3,08 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,162 \text{ mol/h} = 0,081 \text{ eq/h}$$

$$\text{Ni}^{2+} = ((3,39 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,178 \text{ mol/h} = 0,089 \text{ eq/h}$$

$$\text{Cu}^{2+} + \text{Zn}^{2+} + \text{Ni}^{2+} = 0,083 \text{ eq/h} + 0,081 \text{ eq/h} + 0,089 \text{ eq/h} = 0,253 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 399 horas:

$$0,253 \text{ eq/h} \times 399\text{h} = 101 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina catiónica é de 1,1 eq:

$$101/1,1 = 92 \text{ L de resina}$$



### **Volume necessário de resina aniónica**

Consideram-se 19 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 1000L:

$$\text{CrO}_4^{2-} = ((1,10 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,17 \text{ mol/h} = 0,085 \text{ eq/h}$$

$$\text{SO}_4^{2-} = ((1,40 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 19\text{h}) \times 1000\text{L} = 0,02 \text{ mol/h} = 0,010 \text{ eq/h}$$

$$\text{CrO}_4^{2-} + \text{SO}_4^{2-} = 0,085 \text{ eq/h} + 0,010 \text{ eq/h} = 0,095 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 399 horas:

$$0,095 \text{ eq/h} \times 399\text{h} = 37,9 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina aniónica é de 0,8 eq:

$$37,9 / 0,8 = 47 \text{ L de resina}$$

**Linha 3 de electrodeposição- 4ª lavagem após o banho de crómio**

$$\text{Arrasto de CrO}_4^{2-} = 1,28 \text{ g/L} = 1,10 \times 10^{-2} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos SO}_4^{2-} = 10\% \text{ dos arrastos de CrO}_4^{2-} = 0,128 \text{ g/L} = 1,40 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$$

A água contém 0,066 g/L de CaCO<sub>3</sub>

Como CaCO<sub>3</sub>  $\leftrightarrow$  Ca<sup>2+</sup> + CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, então:

$$\text{Arrastos Ca}^{2+} = 0,033 \text{ g/L} = 8,25 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

$$\text{Arrastos CO}_3^{2-} = 0,033 \text{ g/L} = 5,50 \times 10^{-4} \text{ mol/L}$$

**Volume necessário de resina catiónica**

Consideram-se 8 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 300L:

$$\text{Cu}^{2+} = ((3,13 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,117 \text{ mol/h} = 0,059 \text{ eq/h}$$

$$\text{Zn}^{2+} = ((3,08 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,116 \text{ mol/h} = 0,058 \text{ eq/h}$$

$$\text{Ni}^{2+} = ((3,39 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,127 \text{ mol/h} = 0,064 \text{ eq/h}$$

$$\text{Cu}^{2+} + \text{Zn}^{2+} + \text{Ni}^{2+} = 0,059 \text{ eq/h} + 0,058 \text{ eq/h} + 0,064 \text{ eq/h} = 0,175 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 168 horas:

$$0,175 \text{ eq/h} \times 168\text{h} = 29,4 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina catiónica é de 1,1 eq:

$$29,4 / 1,1 = 26,7 \text{ L de resina}$$

**Volume necessário de resina aniónica**

Consideram-se 8 horas de trabalho diárias e tinas com capacidade de 300L:

$$\text{CrO}_4^{2-} = ((1,10 \times 10^{-2} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,413 \text{ mol/h} = 0,207 \text{ eq/h}$$

$$\text{SO}_4^{2-} = ((1,40 \times 10^{-3} \text{ mol/L}) / 8\text{h}) \times 300\text{L} = 0,053 \text{ mol/h} = 0,027 \text{ eq/h}$$

$$\text{CrO}_4^{2-} + \text{SO}_4^{2-} = 0,207 \text{ eq/h} + 0,027 \text{ eq/h} = 0,234 \text{ eq/h}$$

Considerando que se trabalham 21 dias por mês, ou seja, 168 horas:

$$0,234 \text{ eq/h} \times 168\text{h} = 39 \text{ eq/mês}$$

Como a capacidade da resina aniónica é de 0,8 eq:

$$39/0,8 = 49 \text{ L de resina}$$



# ANEXO II

## **Custos mensais de tratamento físico-químico dos efluentes**

- **Efluentes ácidos**

Para o tratamento dos efluentes ácidos são necessários os reagentes:

- Ácido clorídrico;
- Coagulante;
- Floculante;
- Cal;
- Antiespumante;

O custo mensal destes produtos, acrescido do custo de tratamento de lamas é de 1269,44 €.

- **Efluentes com crómio**

Para o tratamento dos efluentes com crómio são necessários os reagentes:

- Bissulfito;
- Ácido clorídrico;
- Coagulante;
- Floculante;
- Cal;
- Antiespumante;

O custo mensal destes produtos, acrescido do custo de tratamento de lamas é de 1205,71 €.

---

- **Efluentes com cianetos**

Para o tratamento dos efluentes com cianetos são necessários os reagentes:

- Hidróxido de sódio;
- Hipoclorito;
- Coagulante;
- Floculante;
- Aditivo complexante;
- Antiespumante;

O custo mensal destes produtos, acrescido do custo de tratamento de lamas é de 161,60 €.

- **Efluentes alcalinos**

Para o tratamento dos efluentes alcalinos são necessários os reagentes:

- Hidróxido de sódio;
- Coagulante;
- Floculante;
- Cal;
- Aditivo complexante
- Antiespumante;

O custo mensal destes produtos, acrescido do custo de tratamento de lamas é de 2476,42 €.

---

# ANEXO III

## **Cálculos dos custos de tratamento físico-químico e com evaporador para os diferentes efluentes sujeitos a ensaios**

### **Efluente a tratar: Desengordurante alcalino**

#### **• Evaporador**

Como o consumo mensal de água para o desengorduramento é de 133,700 m<sup>3</sup>, significa que o consumo horário é de 0,271 m<sup>3</sup>. Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 83% do efluente inicial, significa que necessitamos de um evaporador com a capacidade de produzir 0,317 m<sup>3</sup> por hora ( 317 L / h ).

Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,20 KWh / L. Considerando que as linhas de electrodeposição trabalham 19 horas por dia, 26 dias por mês:

$$0,20 \text{ KWh} \times 317 \text{ L} = 63,4 \text{ KWh}$$

$$63,4 \text{ KWh} \times 19 \text{ h} = 1204,6 \text{ KW} / \text{dia}$$

$$1204,6 \text{ KW} / \text{dia} \times 26 \text{ dias} = 31320 \text{ KW} / \text{mês}$$

$$31320 \text{ KW} / \text{mês} \times 0,073 \text{ €} = 2286 \text{ €}$$

### **Efluente a tratar: Lavagem de recuperação de crómio**

#### **• Evaporador**

Como o consumo mensal de água para os efluentes com crómio é de 290,472 m<sup>3</sup>, significa que o consumo horário é de 0,588 m<sup>3</sup>. Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 70% do efluente inicial, significa que necessitamos de um evaporador com a capacidade de produzir 0,764 m<sup>3</sup> por hora ( 764 L / h ).



Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,165 KWh / L. Considerando que as linhas de electrodeposição trabalham 19 horas por dia, 26 dias por mês:

$$0,165 \text{ KWh} \times 764 \text{ L} = 126,1 \text{ KWh}$$

$$126,1 \text{ KWh} \times 19 \text{ h} = 2395,5 \text{ KW} / \text{dia}$$

$$2395,5 \text{ KW} / \text{dia} \times 26 \text{ dias} = 62293 \text{ KW} / \text{mês}$$

$$62293 \text{ KW} / \text{mês} \times 0,073 \text{ €} = 4547 \text{ €}$$

Um evaporador para ser utilizado na linha 1 de electrodeposição deve ter a capacidade de produzir 382 litros de destilado por hora.

Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,20 KWh / L. Considerando que a linha 1 de electrodeposição trabalha 19 horas por dia, 26 dias por mês:

$$0,20 \text{ KWh} \times 382 \text{ L} = 76,4 \text{ KWh}$$

$$76,4 \text{ KWh} \times 19 \text{ h} = 1452 \text{ KW} / \text{dia}$$

$$1452 \text{ KW} / \text{dia} \times 26 \text{ dias} = 37752 \text{ KW} / \text{mês}$$

$$37752 \text{ KW} / \text{mês} \times 0,073 \text{ €} = 2755 \text{ €}$$

### **Efluente a tratar: Lavagem de recuperação de níquel**

#### **• Evaporador**

Como o consumo mensal de água para os efluentes com níquel é de 25,600 m<sup>3</sup>, significa que o consumo horário é de 0,052 m<sup>3</sup>. Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 70% do efluente inicial, significa que necessitamos de um evaporador com a capacidade de produzir 0,068 m<sup>3</sup> por hora ( 68 L / h ).

Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,185 KWh / L. Considerando que as linhas de electrodeposição trabalham 19 horas por dia, 26 dias por mês:

$$\begin{aligned}0,185 \text{ KWh} \times 68 \text{ L} &= 12,58 \text{ KWh} \\12,58 \text{ KWh} \times 19 \text{ h} &= 239,0 \text{ KW} / \text{ dia} \\239,0 \text{ KW} / \text{ dia} \times 26 \text{ dias} &= 6214 \text{ KW} / \text{ mês} \\6214 \text{ KW} / \text{ mês} \times 0,073 \text{ €} &= 454 \text{ €}\end{aligned}$$

### **Efluente a tratar: Efluente de decapagem**

#### **• Evaporador**

Como o consumo mensal de água para a decapagem é de  $47,190\text{m}^3$ , significa que o consumo horário é de  $0,227 \text{ m}^3$ . Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 88% do efluente inicial, significa que necessitamos de em evaporador com a capacidade de produzir  $0,254 \text{ m}^3$  por hora (  $254 \text{ L} / \text{ h}$  ).

Um evaporador com estas características tem um consumo de  $0,225 \text{ KWh} / \text{ L}$ . Considerando que a decapagem trabalha 8 horas por dia, 26 dias por mês:

$$\begin{aligned}0,225 \text{ KWh} \times 254 \text{ L} &= 57,15 \text{ KWh} \\57,15 \text{ KWh} \times 8 \text{ h} &= 457,2 \text{ KW} / \text{ dia} \\457,2 \text{ KW} / \text{ dia} \times 26 \text{ dias} &= 11887 \text{ KW} / \text{ mês} \\11887 \text{ KW} / \text{ mês} \times 0,073 \text{ €} &= 868 \text{ €}\end{aligned}$$

### **Efluente a tratar: Efluente da ETAR**

#### **• Evaporador**

Como o consumo mensal de água para os efluentes que vão para a ETAR é de  $1040,700 \text{ m}^3$ , significa que o consumo horário é de  $1,667 \text{ m}^3$ . Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 76% do efluente inicial, significa que necessitamos de em evaporador com a capacidade de produzir  $2,067 \text{ m}^3$  por hora (  $2067 \text{ L} / \text{ h}$  ).

---

Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,15 KWh / L. Considerando que a ETAR funciona 24 horas por dia, 26 dias por mês:

$$0,15 \text{ KWh} \times 2067 \text{ L} = 310,05 \text{ KWh}$$

$$310,05 \text{ KWh} \times 24 \text{ h} = 7441,2 \text{ KW} / \text{ dia}$$

$$7441,2 \text{ KW} / \text{ dia} \times 26 \text{ dias} = 193471 \text{ KW} / \text{ mês}$$

$$193471 \text{ KW} / \text{ mês} \times 0,073 \text{ €} = 14123 \text{ €}$$

Depois de colocados os equipamentos de recuperação dos efluentes na fonte, a quantidade de efluentes enviados para a ETAR vai ser menor, sendo, aproximadamente, 843,564 m<sup>3</sup>, o que corresponde a 1352 L / h. Como se verificou com os ensaios realizados com o evaporador, a percentagem de destilado recuperado é de cerca de 76% do efluente inicial, significa que necessitamos de um evaporador com a capacidade de produzir 1,676 m<sup>3</sup> por hora ( 1676 L / h ).

Um evaporador com estas características tem um consumo de 0,15 KWh / L. Considerando que a ETAR funciona 24 horas por dia, 26 dias por mês:

$$0,15 \text{ KWh} \times 1676 \text{ L} = 251,4 \text{ KWh}$$

$$251,4 \text{ KWh} \times 24 \text{ h} = 6034 \text{ KW} / \text{ dia}$$

$$6034 \text{ KW} / \text{ dia} \times 26 \text{ dias} = 156884 \text{ KW} / \text{ mês}$$

$$156884 \text{ KW} / \text{ mês} \times 0,073 \text{ €} = 11452 \text{ €}$$

# ANEXO IV

- **Custo de investimento em equipamentos**

Apenas é necessário comprar evaporadores, pois a empresa possui todos os restantes equipamentos, embora muitos não se encontrem em funcionamento.

- Evaporador para linha 1 de electrodeposição para a recuperação das águas de lavagem do cromo: 118000 €
- Evaporador para a lavagem de recuperação das águas de lavagem do níquel: 50000 €
- Evaporador para recuperação dos efluentes da ETAR: 180000 €
- Custo total: 348000 €

- **Custo anual de amortização**

Considerando que um evaporador tem uma vida útil de 10 anos:

$$348000 \text{ €} / 10 = 34800 \text{ €} / \text{ano}$$

- **Agravamento do custo anual de tratamento**

O agravamento do custo anual de tratamento é quanto vai custar a mais o novo tratamento, relativamente ao tratamento físico-químico: ( tratamento actual ) – ( tratamento físico-químico )

- Tratamento dos efluentes de desengorduramento: 6709,08 € – 13827,24 € =  
- 7118,16 €/ ano , significa que fica mais barato o novo método de tratamento.
-

- Tratamento dos efluentes com crómio:  $45151,32 \text{ €} - 24182,64 \text{ €} = 20968,68 \text{ €}$
  - Tratamento dos efluentes com níquel:  $5448 \text{ €} - 5313,48 \text{ €} = 134,52 \text{ €}$
  - Tratamento dos efluentes da decapagem: o custo do tratamento por evaporação está incluído no tratamento dos efluentes da ETAR, por isso:  $- 3887,76 \text{ €}$
  - Tratamento dos efluentes da ETAR:  $137424 \text{ €} - 68558,16 \text{ €} = 68865,84 \text{ €}$
  - Agravamento:  $78963,12 \text{ €}$
- **Redução anual de custos de consumo de água e reagentes**
    - Tratamento dos efluentes de desengorduramento:  $7118,16 \text{ €}$
    - Tratamento dos efluentes com crómio:  $12091,32 \text{ €}$
    - Tratamento dos efluentes com níquel:  $5313,48 \text{ €}$
    - Tratamento dos efluentes de decapagem:  $3887,76 \text{ €}$
    - Tratamento dos efluentes da ETAR:  $17139,6 \text{ €}$
    - Redução:  $45550,32 \text{ €}$
  - **Resultado da utilização dos equipamentos**

A diferença entre o agravamento anual de tratamento e a redução anual de custos de consumo de água e reagentes é de:  $78963,12 \text{ €} - 45550,32 \text{ €} = 33412,8 \text{ €}$ .

---



FACULDADE DE ENGENHARIA  
UNIVERSIDADE DO PORTO

BIBLIOTECA



0000091227