

Mestrado Integrado em Engenharia Química

Aproveitamento do Vapor de Baixa Pressão Excedentário na Refinaria do Porto

Tese de Mestrado

desenvolvida no âmbito da disciplina de

Projecto de Desenvolvimento em Ambiente Empresarial

Ricardo Manuel das Neves Poças

Petrolgal - Petróleos de Portugal, S.A.



Departamento de Engenharia Química

Orientador na FEUP: **Doutor Fernando Gomes Martins**

Orientador na Empresa: **Eng.ª Maria do Céu M. P. M. Barros**

Julho de 2009

à minha família
aos meus amigos

Agradecimentos

A realização deste projecto representou um intenso e moroso trabalho repleto de desafios que foram ultrapassados com a ajuda de diversas pessoas cujo apoio gostaria de agradecer.

Deste modo reitero os meus sinceros agradecimentos aos orientadores deste estágio: ao Prof. Fernando Gomes Martins pela disponibilidade que me dedicou, pela ajuda, acompanhamento e orientação do trabalho em curso e à Engenheira Maria do Céu Barros pela orientação na realização deste estágio, num ambiente empresarial, que se revelou importantíssimo na maturação de conhecimentos obtidos ao longo dos anos no curso de Engenharia Química.

Estendo também os meus agradecimentos ao Engenheiro Fernando Borges e Engenheira Ana Feliciano por todo o apoio, desde a integração na empresa até ao acompanhamento na execução deste trabalho.

Gostaria ainda de salientar o apoio dado pelo Sr. Aly Said Aly no apoio à busca de informação e uma nota especial para o meu colega de estágio na empresa, António Vasconcelos, cuja amizade e momentos de boa disposição contribuíram positivamente para este trabalho.

O meu agradecimento à Refinaria do Porto (RP) da Petrogal pela oportunidade da realização deste estágio curricular e pelos recursos disponibilizados, assim como pelo apoio nas despesas de alimentação.

Finalmente, a todos que me apoiaram e que não foram referidos, os meus sinceros agradecimentos.

Resumo

O presente relatório foi elaborado no âmbito da disciplina Projecto de Desenvolvimento, correspondente ao quinto ano do Mestrado Integrado em Engenharia Química da Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

A disciplina Projecto de Engenharia foi realizada em ambiente empresarial, nomeadamente na empresa Galp Energia e o trabalho, ao qual este relatório se refere, tinha como objectivo principal o aproveitamento de vapor de baixa pressão que é excedentário na Refinaria do Porto (RP).

Este trabalho foi desenvolvido com a realização de tarefas sequenciais.

Inicialmente foram adquiridos alguns conhecimentos acerca do normal funcionamento da Refinaria do Porto, com especial relevância para o sistema de produção, distribuição e consumo de vapor existente. Estes conhecimentos adquiridos permitiram que fossem tecidas algumas considerações sobre as práticas levadas a cabo na RP.

Procedeu-se ainda ao levantamento dos equipamentos que produziam/consumiam vapor e quantificaram-se os consumos e as respectivas perdas de vapor.

Analisou-se a possibilidade de condensação do vapor excedentário, em oposição à libertação na atmosfera, através do dimensionamento de condensadores de carcaça e tubos tendo-se obtido como resultado mais satisfatório o equipamento CT1 com um retorno de investimento inferior a três meses (caso o objectivo fosse recuperar água desgaseificada).

Finalmente verificou-se ainda a possibilidade de aproveitamento de vapor de baixa pressão excedentário, nomeadamente no aquecimento de alguns tanques da unidade 6300 (armazenamento de produtos intermédios) o que, com as serpentinas existentes, não é possível, pelo que se dimensionaram novas serpentinas que permitem um escoamento de 30% do vapor excedentário e têm um retorno de investimento inferior a quatro meses.

Palavras-chave: Refinação, Energia, Eficiência energética, Vapor

Abstract

This report was elaborated for the subject Projecto de Engenharia, from the fifth year of the Mestrado Integrado em Engenharia Química of Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.

The subject Projecto de Engenharia was realized in a company environment, namely in the corporation Galp Energia, and the work, to which this report refers to, was subordinated to the theme recovery of low pressure steam which is produced in excess at the Oporto Refinery (RP).

This work evolved thru the development of several sequential tasks.

Initially, it was acquired knowledge related with the normal operation of the refinery, putting special attention on the steam system. This knowledge allowed making some concerning the practices that are already in use at RP.

Secondly, an inventory was performed to evaluate the production/consumption of steam and was also quantified the low pressure steam losses.

It was also evaluated the possibility of condensation of the excess steam, in opposition to the actual release on the atmosphere. The best solution achieved was a shell and tube heat exchanger, equipment CT1, whose results allowed a recovery of the investment in less than three months (considering the recovery of degasified water).

Finally, was analyzed some possibilities to use the steam excess, namely for heating of storage tanks of unit 6300 (storage of intermediate products) and it was verified that, the current equipments are not suitable to perform this task. New steam coils should be designed to provide the necessary heating. The payback period for the new coils was estimated to be less than four months.

Keywords: Refining, Energy, Energy Efficiency, Steam

Índice

	Pág.
1 Introdução	1
1.1 Enquadramento e Apresentação do Projecto	1
1.2 Contributos do Trabalho	3
1.3 Organização da Tese	4
2 Estado da Arte	5
3 Sistemas de Vapor	8
3.1 Ciclo de Vapor	8
4 Descrição Técnica e Discussão dos Resultados	10
4.1 Familiarização com o Processo Produtivo da Refinaria e com a Rede de Distribuição de Vapor	10
4.2 Inventariação os Equipamentos Produtores/Consumidores de VBP	19
4.3 Quantificação as Perdas e os Valores de Produção/Consumo de Vapor dos Equipamentos	20
4.4 Elaboração, Selecção e Estudo de Viabilidade de Propostas para o Aproveitamento do Vapor de Baixa Pressão na Refinaria do Porto.	21
4.4.1 Condensação de vapor	21
4.4.2 Conversão de equipamentos de VMP para VBP	23
4.4.3 Análise económica	26
a) Condensação de VBP (permutador de carcaça e tubos)	26
b) Aquecimento dos tanques (serpentina).	27
5 Conclusões	29
6 Avaliação do Trabalho Realizado	30
6.1 Objectivos Realizados	30
6.2 Outros Trabalhos Realizados	30
6.3 Limitações e Trabalho Futuro	30

6.4	Apreciação Final	31
7	Referências	32
Anexo I	Refinaria do Porto.	34
Anexo II	Rede de Vapor de Baixa Pressão da Refinaria do Porto.	45
Anexo III	Custos associados às utilidades.	46
Anexo IV	Método de cálculo das serpentinas dos TKs (Cengel,1996).	47
Anexo V	Folhas de especificação dos equipamentos dimensionados.	51
Anexo VI	Análise económica	55

Índice de Tabelas

	Pág
Tabela 1. Perdas de calor para diferentes tipos de vapor e tubagem.	11
Tabela 2. Perdas de energia (% combustível) devido a incrustações.	13
Tabela 3. Perdas de vapor em purgadores a funcionar incorrectamente.	16
Tabela 4. Poupança de energia no isolamento de válvulas.	18
Tabela 5. Contabilização dos equipamentos consumidores de vapor.	20
Tabela 6. Contabilização dos equipamentos produtores de vapor.	20
Tabela 7. Consumos de vapor para diversas fábricas da RP.	20
Tabela 8. Legenda das variáveis mais importantes da Figura 8.	22
Tabela 9. Principais características dos permutadores de carcaça e tubos dimensionados.	23
Tabela 10. Listagem de equipamentos com possibilidade de conversão.	23
Tabela 11. Continuação da Tabela 10.	24
Tabela 12. Características dos tanques e perdas de calor para a atmosfera.	24
Tabela 13. Características da tubagem das serpentinas dimensionadas.	25
Tabela 14. Características das serpentinas (Profin, 2009).	26
Tabela 15. Resumo da análise económica dos permutadores de carcaça e tubos dimensionados.	27
Tabela 16. Análise económica às serpentinas.	28
Tabela 17. Linhas e correspondentes capacidades de fabrico da Refinaria do Porto (Galp energia, 2009).	35
Tabela 18. Custos considerados no que respeita às utilidades (dados de 2008).	46
Tabela 19. Mapa de investimentos.	57
Tabela 20. Encargos de produção.	58
Tabela 21. Retorno do investimento.	59

Índice de Figuras

	Pág
Figura 1. Produção de energia no mundo no ano 2003 (Fonte: EIA).	1
Figura 2. Fábrica de utilidades.	5
Figura 3. Consumo menos a produção de VBP e perdas para as diversas fábricas da refinaria para o período de 2003-2008.	6
Figura 4. Quantificação da libertação de VBP na refinaria no ano de 2008.	7
Figura 5. Etapas de um sistema de vapor.	9
Figura 6. Exemplo de um permutador de carcaça e tubos.	21
Figura 7. Esquema do permutador de carcaça e tubos seleccionado (Ludwig, 1999).	22
Figura 8. Vista transversal de uma serpentina.	25
Figura 9. Vista panorâmica da RP (Galp energia, 2009).	34
Figura 10. Vista de satélite da RP (Google Earth).	35
Figura 11. Diagrama da fábrica de óleos-base.	36
Figura 12. Diagrama da fábrica de utilidades.	38
Figura 13. Diagrama da fábrica de combustíveis.	40
Figura 14. Diagrama da fábrica de aromáticos.	42
Figura 15. Diagrama da fábrica de lubrificantes.	43
Figura 16. Factor de eficiência de alhetas (Cengel,1996).	50

Notação e Glossário

A	Área de transferência de calor (m ²)
A _i	Área perpendicular à transferência de calor interna (m ²)
A _e	Área perpendicular à transferência de calor externa (m ²)
A _{mln}	Área média logaritmica (m ²)
A _{si}	Área interna da serpentina (m ²)
A _{se}	Área externa da serpentina (m ²)
A _{no fin}	Área de serpentina sem alhetas (m ²)
A _{fin}	Área da serpentina alhetada (m ²)
c _{pl}	Capacidade calorífica a pressão constante do líquido (kJ/kg K)
D _i	Diâmetro interno da tubagem (m)
f _o	Factor de transferência de calor devido ao vento (kW/m ² K)
g	Aceleração da gravidade (m/s ²)
h _r	Coefficientes de radiação (kW/m ² K)
h _e	Coefficientes de convecção do ar atmosférico (kW/m ² K)
h _c	Coefficientes de condensação (kW/m ² K)
h _i	Coefficientes de convecção do fluido (kW/m ² K)
k _l	Condutividade térmica do fluido (kW/m K)
k _s	Condutividade térmica do material do tanque (kW/m K)
L	Dimensão característica (m)
Pr	Número de Prandtl
Q	Energia (kW)
Ra	Número de Rayleigh
r _w	Coefficiente de <i>fouling</i> (kW/m ² K)
ΔT	Gradiente de temperatura (K)
T _{sat}	Temperatura de saturação do vapor (K)
T _{1,abs}	Temperatura absoluta no ponto 1 (°R)
T _{2,abs}	Temperatura absoluta no ponto 2 (°R)
T _w	Temperatura da parede interna da tubagem (K)
U	Coefficiente global de transferência de calor (kW/m ² K)
Δx	Espessura sólida que separa o interior do exterior dos tanques (m)

Letras Gregas

ε	Emissividade
ρ	Massa volúmica (kg/m^3)
σ	Constante de Stefan-Boltzmann ($\text{kW/m}^2 \text{K}^4$)
μ	Viscosidade (Pa s)
η	Factor de eficiência da alheta

Índices

l	Líquido
v	Vapor

Lista de Siglas

DEA	Dietanolamina
FAR	Fábrica de Aromáticos
FCO	Fábrica de Combustíveis
LUB	Fábrica de Lubrificantes
FOB	Fábrica de Óleos-Base
FUT	Fábrica de Utilidades
FI	Flow Indicator
LPG	Liquified Petroleum Gas
MP	Movimentação de Produtos
PCV	Pressure Control Valve
RP	Refinaria do Porto
UE	União Europeia
VAP	Vapor de Alta Pressão
VBP	Vapor de Baixa Pressão
VMP	Vapor de Média Pressão
TK	Tanque

1. Introdução

1.1. Enquadramento e Apresentação do Projecto

As fontes energéticas são de extrema importância no mundo uma vez que têm implicações económicas, sociais, ambientais.

No último quarto do século XX começaram a existir preocupações com o uso da energia e com a sustentabilidade das políticas energéticas em vigor. Desde então que a utilização de combustíveis fósseis, fonte de energia primária dominante (Figura 1), possui alguns inconvenientes como o facto de quando queimados produzirem diversos poluentes (CO₂ por exemplo) responsáveis pelo efeito de estufa. Outros problemas derivam de a energia não estar distribuída equitativamente pelo mundo, encontrando-se centralizada em algumas áreas e do aumento alarmante das necessidades energéticas provenientes de combustíveis fósseis (principalmente em países emergentes, como é o caso da Índia e China).

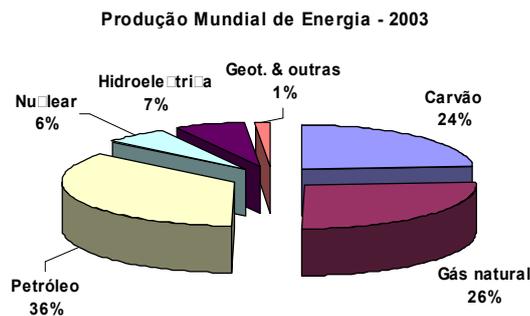


Figura 1 - Produção de energia no mundo no ano 2003 (EFDA).

Devido aos problemas já referidos, as políticas energéticas enveredaram não só pelo uso de energias renováveis mas também pelo uso eficiente de todos os recursos energéticos, entre os quais os recursos fósseis, promovendo uma utilização racional da energia.

Eficiência energética é um termo utilizado levemente e com diferentes significados. Para este trabalho entenda-se eficiência energética como o quociente entre a quantidade de energia utilizada e a quantidade de energia que seria idealmente utilizada (correspondente à utilização de energia com perdas mínimas).

Actualmente a eficiência energética é um objectivo perseguido pelas indústrias devido à consciencialização de que a utilização de energia de um modo mais eficiente poderá produzir benefícios ambientais, sociais e económicos.

A União Europeia (UE) considera a eficiência energética uma prioridade por três principais motivos (EC Directorate-General JRC Joint Research Centre, 2008):

- As alterações climáticas - A queima de combustíveis fósseis como modo de geração de energia é a maior fonte antropogénica de geração de gases com efeito de estufa;
- O contínuo uso de combustíveis fósseis, que são um recurso finito, e a necessidade de sustentabilidade;
- A necessidade de importação de combustíveis fósseis e a segurança do seu fornecimento.

Alguns benefícios da utilização eficiente da energia são a redução de custos, o aumento da competitividade da organização, a diminuição da poluição, uma melhor reputação da organização quer para os funcionários quer para a sociedade, entre outros.

Nos anos mais recentes, devido a diversos aspectos como o aquecimento global ou a escalada dos preços do petróleo, o foco tem estado sobre a indústria petrolífera.

Existem diversas fontes de energia utilizadas pela indústria petrolífera, dessas destacam-se como fontes de energia primária o petróleo e o gás natural, que são frequentemente convertidas em fontes secundárias de energia, como energia eléctrica e térmica.

A energia térmica na indústria petrolífera, mais propriamente em refinarias, é gerada maioritariamente devido à queima de combustíveis em geradores de vapor e é um importante vector energético pois é utilizado em diversas aplicações como sejam turbinas para produção de electricidade, permutadores de calor e serpentinas para aquecimento de correntes, ejectores, traçagens, entre outras.

Qualitativamente esta forma de energia térmica, associada a vapor de água, é muito díspar. Desde logo, em diversos processos onde esta fonte de energia está envolvida, são impostos certos níveis de temperatura e pressão pelo que numa refinaria será necessário produzir vapor de água com características diferentes.

Uma boa prática de modo a reduzir o consumo de vapor, frequentemente utilizada, é a utilização de vapor através de um método designado por cascata térmica.

Neste método a energia térmica é utilizada a um alto nível de qualidade (pressões e temperaturas elevadas) e a energia resultante desse processo que não é utilizada é sucessivamente introduzida em processos com necessidades energéticas a níveis mais baixos até que já não tenha utilidade. Deste modo garante-se um maior aproveitamento da energia que está contida numa determinada massa de vapor.

No entanto, devido a imposições processuais nem toda a energia térmica residual é aproveitada, sendo, muitas vezes, desperdiçado vapor a baixas pressões e temperaturas (valores da ordem dos 1,5 barg e 150 °C) por não existir uma utilização que permita o seu escoamento.

O trabalho desenvolvido no âmbito desta tese teve como objectivo principal encontrar uma utilização para o vapor de baixa pressão, excedentário, da Refinaria do Porto (RP) que é normalmente desperdiçado através da descarga para a atmosfera. Este trabalho foi realizado de acordo com o seguinte planeamento.

1. Familiarização com o processo produtivo de toda a refinaria, com especial relevância para a rede de distribuição de vapor;
2. Inventariação dos equipamentos produtores e consumidores de vapor de baixa pressão;
3. Determinação dos valores de produção/consumo de vapor dos equipamentos bem como das perdas associadas a esta utilidade;
4. Elaboração, selecção e estudo da viabilidade de propostas para o aproveitamento do vapor de baixa pressão da RP;

1.2. Contributos do Trabalho

Como já foi referido anteriormente, este trabalho tem como objectivo enumerar possíveis utilizações de vapor a baixa pressão excedentário da refinaria.

Em muitas situações, esse vapor é desperdiçado o que se traduz numa perda significativa de energia, água e produtos químicos, que corresponde economicamente a custos inerentes à captação e tratamento de água, bem como à posterior vaporização.

Do ponto de vista ambiental, e aliado aos gastos desnecessários com a água, terão de ser contabilizadas também as emissões resultantes da queima do combustível, necessária para proceder à vaporização do vapor que não é aproveitado.

Socialmente, e considerando as crescentes preocupações ambientais, a evidência de que essas preocupações e a busca de uma maior eficiência energética fazem parte do quotidiano da organização e traduz-se numa afirmação importante de excelência da organização.

Assim sendo este trabalho resulta numa ferramenta importante de modo a reduzir os custos e os impactos ambientais desta utilidade e poderá ainda servir como factor de distinção social.

1.3. Organização da Tese

Este documento está organizado em 6 Capítulos e 6 anexos.

O Capítulo 1, Introdução, refere-se à apresentação do projecto e o seu enquadramento na organização. Refere também os objectivos propostos e a sequência segundo a qual o problema foi abordado. Finalmente refere sucintamente a organização deste documento.

O Capítulo 2, Estado da Arte, contém uma descrição da utilização de vapor na refinaria e do problema em causa, bem como alguns estudos tecnológicos e comerciais disponíveis.

No Capítulo 3, Sistemas de Vapor, consta informação acerca de sistemas de vapor e seu normal funcionamento.

O Capítulo 4, Descrição Técnica e Discussão de Resultados, faz evidência do trabalho realizado, das soluções propostas e dos resultados obtidos.

No Capítulo 5, Conclusões, enumeram-se as principais conclusões do trabalho realizado.

O Capítulo 6, Avaliação do Trabalho Realizado, pretende resumir os objectivos cumpridos bem como uma análise autocrítica do trabalho desenvolvido e apresentar futuros trabalhos que possam ser desenvolvidos.

Faz ainda parte deste documento 6 anexos, sendo que no Anexo I descreve-se a RP e as suas diversas fábricas, no Anexo II apresenta-se um diagrama da rede de distribuição de vapor de baixa pressão, no Anexo III refere-se os custos associados às utilidades, o Anexo IV refere o método de cálculo utilizado no dimensionamento das serpentinas dos TKs, no Anexo V encontram-se as folhas de especificação dos equipamentos dimensionados e no Anexo VI apresentam-se os pressupostos e resultados da análise económica.

2. Estado da Arte

O vapor na Refinaria do Porto é gerado em caldeiras, situadas na fábrica de utilidades (Figura 2), cuja produção individual é de cerca de 70 ton/h.



Figura 2. Fábrica de utilidades.

Na refinaria, e de um modo simplista, pode-se classificar o vapor existente atendendo à qualidade (pressão e temperatura) deste, sendo:

Vapor de alta pressão (VAP) - Vapor cuja pressão relativa ronda os 67 bar e temperatura de 450 °C. Este vapor é produzido por uma das 5 caldeiras actualmente existentes na refinaria e é utilizado para produção de electricidade, nos turbo-grupos da central ou na turbina existente na fábrica de aromáticos.

Vapor de média pressão (VMP) - Vapor cuja pressão relativa é de cerca de 15 bar e temperatura de 275 °C. Este vapor é proveniente do escape das turbinas dos turbo-grupos da central e é utilizado em turbinas de accionamento e em vários processos das fábricas de combustíveis e óleos-base, em permutadores, em ejectores, etc.

Vapor de baixa pressão (VBP) - Vapor cuja pressão relativa é de 1,6 bar, aproximadamente, e temperatura de 165 °C. Este vapor resulta do processo de funcionamento das turbinas de accionamento e da utilização processual de vapor com qualidade superior sendo utilizado no aquecimento nas serpentinas de tanques e em alguns permutadores.

Como foi referido existem vários tipos de vapor, e por conseguinte diferentes tipos de condensados, na refinaria. Esta utilidade é descarregada para uma rede denominada “Rede de Vapor e Condensados” e enviada para diversos pontos da refinaria.

Uma análise à rede de vapor e condensados da refinaria permite constatar que a utilização do vapor é transversal a toda a refinaria, ou seja, as diversas fábricas que constituem a refinaria são, quase na sua totalidade, produtoras e/ou consumidoras de vapor.

O vapor de baixa pressão, é produzido através de turbinas de accionamento e também é gerado em alguns processos existentes na refinaria. Fazendo um balanço ao vapor de baixa pressão verifica-se que o seu consumo é bastante inferior à sua produção, sendo, deste modo, considerado excedentário.

O vapor excedentário é enviado para a atmosfera através da PCV-40410B (colector de VBP da refinaria) e da PCV-4902 (colector de VBP da central).

A Figura 3 caracteriza, para o intervalo compreendido entre os anos 2003 e 2008, as produções e consumos de vapor de baixa pressão para as diferentes unidades processuais, bem como as perdas no mesmo período.

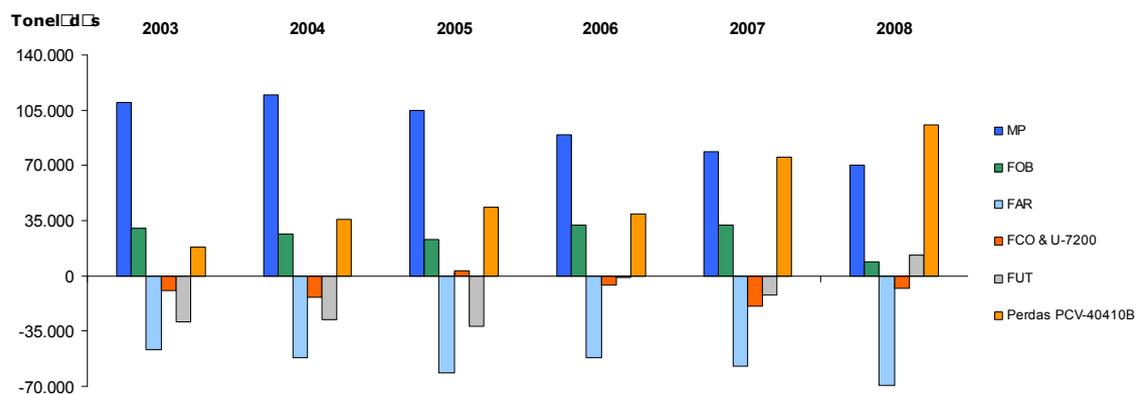


Figura 3. Consumo menos a produção de VBP e perdas para as diversas fábricas da refinaria para o período de 2003-2008.

Verifica-se que as perdas de VBP aumentaram nos últimos dois anos sendo o saldo que a Movimentação de Produtos (MP) e a Fábrica de Utilidades (FUT) apresentaram o principal responsável.

A Figura 4 evidencia a quantidade de vapor excedentário no período compreendido entre Janeiro de 2008 e Dezembro de 2008.

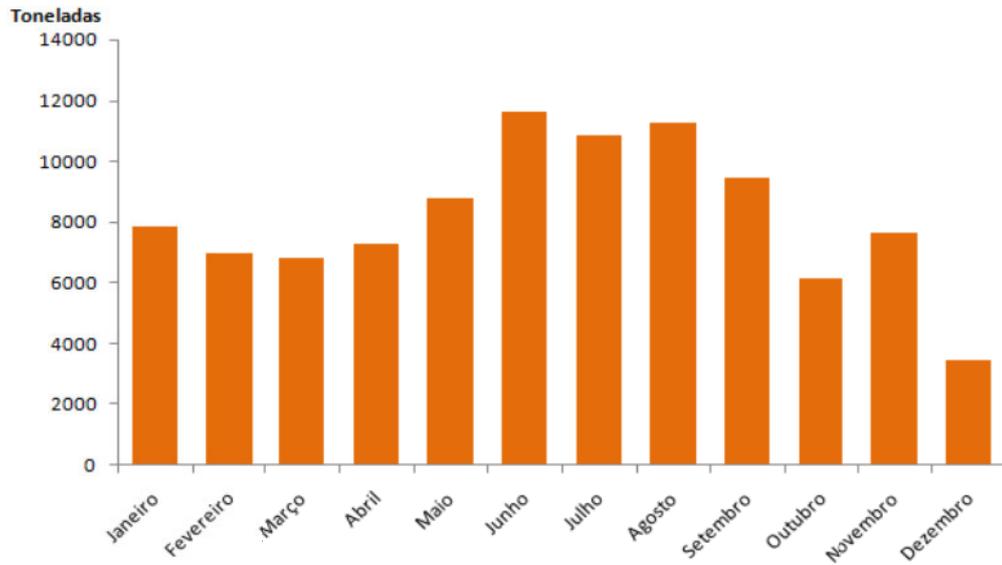


Figura 4. Quantificação da liberação de VBP na refinaria no ano de 2008.

O valor médio de vapor desperdiçado no ano de 2008 correspondeu a aproximadamente 8,2 kton/mês, no entanto existiu um decréscimo substancial na liberação de vapor no mês Dezembro de 2008, decréscimo esse justificado pela paragem de algumas unidades.

3. Sistemas de Vapor

O vapor é um dos vectores energéticos mais utilizados para os sistemas que requerem troca de calor.

No ano de 1994, na UE e na indústria da refinação petrolífera a quantidade energética utilizada na forma de vapor foi de 1449 PJ que corresponde a 42 % da energia total utilizada por esta indústria (EC Directorate-General JRC, 2003).

Quando comparado com outros possíveis vectores que possuem a mesma finalidade, o vapor possui diversas vantagens como baixa toxicidade, segurança no uso com materiais inflamáveis e/ou explosivos, facilidade de transporte (ainda que o raio de acção seja limitado devido às perdas de calor), elevada eficiência, elevada capacidade calorífica e baixo custo (quando comparado a óleos térmicos, por exemplo).

De um ponto de vista entálpico, o vapor possui uma elevada capacidade energética por unidade de massa (2676 kJ/kg a 100 °C e 1,013 bar). Devido ao facto de o calor ser armazenado, na sua maior parte, sob a forma de calor latente isso faz com que elevadas quantidades de calor sejam transferidas a temperatura constante, o que se torna uma vantagem em diversos processos.

A eficiência da transferência de calor também pode ser avaliada considerando os coeficientes de transferência de calor de uma determinada substância. O vapor também é preferível aos demais (água e óleos térmicos) pois possui coeficientes de transferência de calor superiores a 10 kW/(m² °C), ao passo que a água possui coeficientes de cerca de 4 kW/(m² °C) e os óleos valores próximos dos 1,5 kW/(m² °C) (EC Directorate-General JRC, 2006).

3.1. Ciclo de Vapor

Normalmente, pode dividir-se os sistemas de vapor em quatro etapas: geração, distribuição, utilização e recuperação.

No que diz respeito à geração de vapor, esta é normalmente efectuada em caldeiras ou geradores de sistemas de recuperação de calor onde, por absorção do calor proveniente da combustão de um combustível, uma massa de água muda de fase (i.e. vaporiza). Após essa mudança de fase, o vapor, que está a uma pressão superior à atmosférica, é introduzido no sistema de distribuição.

Relativamente ao sistema de distribuição de vapor, este possui o objectivo de transportar o vapor desde o ponto onde é gerado até ao seu consumidor final. A distribuição é efectuada através de tubagem, revestida com isolamento térmico, que pode estar dividida em diversas linhas, sendo que cada linha possui uma qualidade (pressão e temperatura) diferente das demais. Nas linhas de vapor, frequentemente, encontra-se equipamentos como válvulas de regulação de pressão, válvulas de corte, turbinas de contra-pressão, entre outros.

A utilização de vapor é uma etapa bastante diversificada pois pode ser efectuada por diversos equipamentos e com diversas finalidades. De uma maneira básica pode classificar-se os equipamentos tendo em conta o seu objectivo, sendo:

- **Trabalho Mecânico** - turbinas, bombas, compressores, etc. Estas são normalmente usadas em equipamentos de grande escala;
- **Transferência de Calor** - permutadores, serpentinas, camisas de aquecimento, etc;
- **Reacções Químicas** - reformação com vapor.

Finalmente a recuperação de vapor consiste na condensação do mesmo, após o seu uso e posterior reintrodução no gerador para revaporização. Nesta etapa poderá ser adicionada água de compensação que como o próprio nome indica serve para compensar as perdas de massa ocorridas desde a etapa de geração até à etapa recuperação.

A Figura 5 resume as quatro etapas que constituem um sistema de vapor.

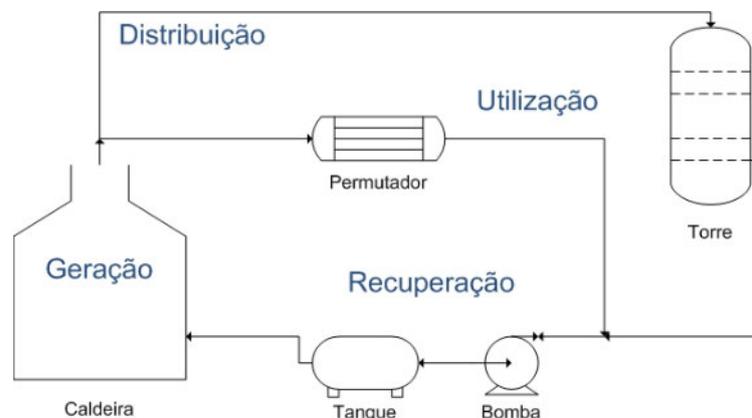


Figura 5. Etapas de um sistema de vapor.

4. Descrição Técnica e Discussão de Resultados.

Nota: Nesta secção serão apenas apresentados alguns resultados do trabalho realizado devido a questões de confidencialidade.

Desde o início que a programação deste trabalho foi efectuada tendo em vista o cumprimento de diversas tarefas sequenciais. De seguida faz-se evidência do trabalho realizado em cada uma delas.

4.1. Familiarização com o Processo Produtivo da Refinaria e com a Rede de Distribuição de Vapor.

A primeira tarefa diz respeito à aquisição de conhecimentos acerca do processo produtivo da RP e do sistema de vapor existente.

Como foi anteriormente referido, o sistema de vapor da refinaria é transversal a diversas fábricas e unidades pelo que, para um melhor entendimento da sua utilização e uma melhor preparação para a identificação de possíveis soluções de reaproveitamento do vapor que é desperdiçado, esta tarefa se revelou de extrema importância.

Assim sendo, através de diversos documentos que foram consultados, como memórias descritivas de cada fábrica e visitas *in situ* a diversas unidades foi possível ter uma ideia geral da RP.

Uma pequena parte dos conhecimentos adquiridos poderá ser consultada nos anexos I e II (Refinaria do Porto e Rede de vapor de baixa pressão, respectivamente).

Este reconhecimento da refinaria permitiu a identificação de diversas práticas levadas a cabo na refinaria, no que diz respeito à geração, à distribuição, à utilização e à recuperação de vapor, que se discutem de seguida.

- **Isolamento das Linhas de Distribuição de Vapor e Retorno de Condensados**

A utilização de isolamento nas linhas de vapor e condensados consegue reduzir as perdas de calor até 90 % (US Department of Energy, 2004) e, além disso, permitem que a pressão do vapor chegue aos equipamentos adequadamente.

O isolamento das linhas referidas é muitas vezes danificado e/ou removido não sendo reparado.

A Tabela 1 indica, para diferentes tipos de qualidade de vapor (ver Capítulo 2) e para diferentes diâmetros de tubagem, as perdas de calor associadas a 100 metros de tubagem.

Tabela 1. Perdas de calor para diferentes tipos de vapor e tubagem.

Pressão de vapor (bar)	Perdas de Calor* (kJ x10 ⁶ /(ano 100 m))		
	Diâmetro da Tubagem (poleg.)		
	4	8	12
1	440	780	1115
10	900	1625	2320
20	1180	2140	3070

*baseadas em tubagem horizontal de aço carbono, temperatura ambiente de 25 °C, efeitos de vento negligenciáveis e 8760 horas anuais (US Department of Energy, 2004).

Na refinaria, quer as linhas de vapor, quer as de condensado possuem isolamento. No entanto, aconselha-se a análise das linhas de vapor e condensado mensalmente, de modo a identificar troços onde existam fugas e/ou não exista isolamento ou esteja danificado para se proceder à sua reparação.

Como exemplo da importância desta medida, considerando que numa dada altura na refinaria existem 100 m de tubagem não isolada com diâmetro de 8 polegadas da linha de vapor de pressão 10 bar (entalpia de 2776 kJ/kg), e que o custo de vapor de alta pressão corresponde a 34 €/ton, então o custo desse não isolamento corresponde a

$$100 \text{ m} \times (1625 \times 10^6) \frac{\text{kJ}}{\text{ano } 100 \text{ m}} \times 34 \frac{\text{€}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ ton}}{2776000 \text{ kJ}} \approx 2000000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

- **Recuperação de calor residual com recurso a economizadores**

A utilização de economizadores resulta numa redução da quantidade de combustível utilizada num gerador de vapor. Ao transferir o calor dos gases de combustão, proveniente da queima do combustível, para a água de alimentação à caldeira obtém-se uma melhor utilização do conteúdo energético do combustível, resultando num aumento da eficiência do gerador.

A temperatura até à qual os gases de combustão podem ser arrefecidos depende, de entre outros factores do tipo de combustível. Assim sendo e para caldeiras que funcionem a gás natural a temperatura mínima de arrefecimento corresponde a 120 °C, para fuel óleo com baixo teor de enxofre a 150 °C e para fuel óleo com alto teor de enxofre a 175 °C (valores para os quais não existe condensação e possível corrosão da chaminé).

A utilização de economizadores nos geradores de vapor é uma prática corrente da refinaria.

Na refinaria, os gases de combustão no economizador passam de 460 para 360 °C, possuem uma capacidade calorífica de 1,17 kJ/(kg °C) e um caudal de cerca 85 ton/h o que se traduz numa libertação de energia de 1×10^7 kJ/h.

Considerando que o custo de combustível corresponde a 356 €/ton com um calor de combustão de 40550 kJ/kg a economia anual da utilização deste queimador na refinaria corresponde a

$$1 \times 10^7 \frac{kJ}{h} \times \frac{356 \text{ €}}{40550000 \text{ kJ}} \times 8600 \frac{h}{ano} \approx 754000 \frac{\text{€}}{ano}$$

Como já foi referido, na refinaria, a temperatura final dos gases de combustão após o economizador corresponde a 360 °C pelo que se recomenda a possibilidade de baixar este valor o que permitiria um maior aproveitamento desse calor residual.

Por cada 10 °C de redução da temperatura de saída dos gases de combustão do economizador, a poupança económica corresponde a

$$1 \times 10^6 \frac{kJ}{h} \times \frac{356 \text{ €}}{40550000 \text{ kJ}} \times 8600 \frac{h}{ano} \approx 75400 \frac{\text{€}}{ano}$$

- **Melhoramento da eficiência da combustão de geradores de vapor**

A eficiência da combustão é uma medida da eficácia da transferência de energia do combustível para a água.

Idealmente, uma quantidade estequiométrica de ar é necessária para a combustão, no entanto, na prática, é necessário um excesso de ar para se obter uma queima completa do combustível.

A análise da quantidade de ar em excesso é efectuada através da monitorização da composição do gás de combustão (oxigénio e dióxido de carbono). Uma quantidade de excesso de ar inadequada resulta numa queima incompleta de combustível e perdas de calor superiores devido a caudais de gás de combustão maiores.

Na refinaria a combustão nos geradores de vapor é monitorizada em contínuo (combustíveis, ar de combustão, temperatura na câmara de combustão, pressão), assim como o gás de combustão (temperatura; % O₂; % CO).

Heuristicamente, uma redução de 15 % no excesso de ar (% O₂ de 7 % aproximadamente) resulta numa melhoria de 1 % na eficiência da caldeira (US Department of Energy, 2004), assim sendo a economia para um consumo de combustível de 45000 ton FO_{eq}/ano com uma entalpia de 40550 kJ/kg, uma eficiência da caldeira de 88 % e considerando o custo de vapor de 34 €/ton com uma entalpia de 1525 kJ/kg resulta em:

$$45000000 \frac{kg FO}{ano} \times 40550 \frac{kJ}{kg} \times \left(1 - \frac{88\%}{89\%}\right) \times 34 \frac{€}{ton} \times \frac{1 ton}{1525000 kJ} \approx 460000 \frac{€}{ano}$$

- **Limpeza das superfícies de transferência de calor das caldeiras**

A presença de incrustações nas superfícies de transferência de calor de um gerador de vapor diminui a sua eficiência uma vez que aumenta a resistência à transferência de calor, ou seja, possuem condutividades térmicas inferiores à do metal que compõe as paredes do gerador.

De modo a evitar a formação deste tipo de incrustações dever-se-á analisar a temperatura do gás de combustão (um aumento de temperatura poderá indicar a presença de incrustações), um tratamento adequado à água de alimentação da caldeira também reduz a eventualidade de formação de incrustações e deve efectuar-se uma purga apropriada.

A Tabela 2 traduz as perdas de energia para caldeiras aquatubulares (% de combustível total) devido à formação de incrustações.

Tabela 2. Perdas de energia (% combustível) devido a incrustações.

Espessura da incrustação (poleg.)	Perdas de Combustível * (% do uso total)		
	Tipo de Incrustação		
	“Normal”	Ferro	Ferro + Sílica
1/64	1,0	1,6	3,5
1/32	2,0	3,1	7,0
3/64	3,0	4,7	---
1/16	3,9	6,2	---

*(US Department of Energy, 2004)

Na refinaria, a manutenção das caldeiras é efectuada segundo um plano definido, ainda assim considerando a existência de incrustações numa caldeira com espessura 1/32 poleg. de ferro, normais para serviços que necessitem de altas pressões, como é o caso da refinaria, as perdas de combustível correspondem a 3,1 %. Considerando ainda que são utilizados numa caldeira anualmente 45000 ton FO_{eq} de combustível e que o custo do combustível é de 356 €/ton, então os encargos económicos com este problema correspondem a

$$45000 \frac{\text{ton FO}}{\text{ano}} \times 356 \frac{\text{€}}{\text{ton}} \times 0,031 \approx 496000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

- **Recuperação de condensados**

A recuperação de condensados para posterior revaporização é uma medida extremamente importante pois permite reduções de água de compensação e combustível, bem como de custos inerentes aos tratamentos destas matérias-primas. Além do já referido, ainda reduz custos com a descarga no sistema de esgotos e com a manutenção do gerador de vapor uma vez que a pureza dos condensados é bastante elevada.

A recuperação de condensados já é prática corrente na refinaria e corresponde a cerca de 62 % do vapor gerado (=150 ton/h).

A economia que provém da recuperação dessa quantidade de condensados e assumindo que a sua entalpia corresponde 335 kJ/kg com uma eficiência da caldeira de 88 %, temperatura da água de compensação de 15 °C (58 kJ/kg) e custos de água de e combustível de 0,5 €/m³ e 356 €/ton, respectivamente, pode ser calculada da seguinte forma:

Economia de água e tratamentos de água

$$150000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 8600 \frac{\text{h}}{\text{ano}} \times 0,5 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} \times 0,001 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \approx 645000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

Economia de combustível

$$150000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \left(335 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 58 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \times 8600 \frac{\text{h}}{\text{ano}} \times \frac{1}{0,88} \times 356 \frac{\text{€}}{\text{ton}} \times 2,5 \times 10^{-8} \frac{\text{ton}}{\text{kJ}} \approx 3710000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

Economia total

$$645000 + 3710000 \approx 4350000 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

Pelos resultados obtidos verifica-se a importância do sistema de recuperação de condensados e conclui-se que por cada 1 % de aumento dessa recuperação (2,4 ton/h) recuperam-se 68700 € anuais.

Assim sendo recomenda-se a inspeção das linhas periodicamente (mensalmente, por exemplo) de modo a identificar fugas.

- **Optimização das purgas da caldeira**

A optimização das purgas da caldeira poderá resultar numa diminuição da utilização de água de compensação e dos seus tratamentos associados, bem como numa diminuição das perdas energéticas, pois, a temperatura da água da purga é igual á do vapor gerado.

Na refinaria a purga das caldeiras é manual, contínua e corresponde aproximadamente a 2 ton/h.

Ora, o controlo manual não leva em consideração alterações na qualidade que possam ocorrer na água de alimentação à caldeira, sendo muitas vezes retirado da caldeira caudais superiores aos necessários, resultando numa significativa perda de energia. Refira-se ainda que, na RP, a existência de diversas espécies indesejadas na água de alimentação à caldeira, responsáveis pela corrosão, não é monitorizada em linha sendo periodicamente retiradas amostras para análise.

Assim sendo, a instalação de um controlo automático da purga, cujo princípio de funcionamento baseia-se na medição dos sólidos suspensos totais (SST) da água da caldeira e regulando o caudal de purga de modo a manter um valor inferior a um valor de referência definido, pode-se tornar num importante foco de poupança energética.

Deste modo, recomenda-se a monitorização em contínuo dos SST da água da caldeira que permitirá a optimização dos caudais de purga resultando numa diminuição dos consumos de água de compensação e combustível, bem como numa redução das descargas de calor e poluentes gasosos.

- **Recuperação de calor residual das purgas efectuadas**

A remoção de água da caldeira através de purgas remove uma quantidade de calor significativa. Parte desse calor poderá ser recuperado utilizando um permutador de calor que poderá aquecer a água de compensação.

Na RP, o caudal de purga é enviado para uma câmara de separação onde, através de uma redução da pressão, parte desse caudal vaporiza como VMP sendo introduzido no colector de média pressão da FUT. A fracção não vaporizada é introduzida no sistema de esgotos.

- **Inspeção e reparação dos purgadores de vapor**

Em sistemas de vapor, que não sofrem manutenção à mais de três anos, cerca de 15 a 30 % dos purgadores instalados podem falhar fazendo com que o vapor seja introduzido nas linhas de condensado resultando desse modo uma significativa perda energética (US Department of Energy, 2004).

A Tabela 3 identifica as perdas de vapor que ocorrem em purgadores a funcionar defeituosamente (sempre aberto).

Tabela 3. Perdas de vapor em purgadores a funcionar incorrectamente.

Diâmetro do orifício (poleg.)	Perdas de vapor (kg/h)		
	Pressão de vapor (barg)		
	1	10	20
1/32	0,4	2,2	---
1/16	1,5	8,6	16,4
1/8	6,2	34,4	65,8
1/4	24,8	137,4	262,6

* (US Department of Energy, 2004)

Se num dado momento um purgador da refinaria, com diâmetro do orifício de 1/8 poleg. e cujo vapor possua a pressão de 10 barg, estiver a funcionar incorrectamente (sempre aberto), o custo desse funcionamento incorrecto, assumindo custo de vapor de 27 €/ton corresponde a:

$$34,4 \frac{kg}{h} \times 8600 \frac{h}{ano} \times 27 \frac{€}{ton} \times 0,001 \frac{ton}{kg} \approx 7910 \frac{€}{ano}$$

Assim, é recomendável que os purgadores sejam alvo de testes. Para vapor acima de 10 barg é recomendado que os testes sejam efectuados semanalmente ou mensalmente, para vapor acima de 3 barg recomenda-se que os testes sejam efectuados mensalmente ou trimestralmente e para vapor abaixo de 3 barg recomenda-se testes com intervalos de tempo anuais.

Na RP existe um plano de testes bem definido para os purgadores existentes.

- **Avalização do custo de geração de vapor.**

A avaliação dos custos de geração do vapor é uma boa medida de determinação da eficiência do sistema de vapor.

Ao comparar o valor actual com valores anteriores poder-se-á obter uma estimativa do estado actual da geração de vapor, ou seja, se está dentro dos parâmetros óptimos ou se é necessário avaliar potenciais medidas correctivas.

Esta já é uma prática corrente na refinaria.

- **Instalação de isolamento removível em válvulas e equipamentos similares**

As válvulas e equipamentos similares não isolados, além de constituírem um risco de segurança, constituem uma perda significativa de energia.

A Tabela 4 sumariza a poupança de energia que ocorre em válvulas, calculadas através da diferença entre válvulas isoladas e não isoladas que operam à mesma temperatura.

Tabela4. Poupança de energia no isolamento de válvulas.

Temperatura de operação (°C)	Poupança de energia* (kJ/h)					
	Tamanho da válvula (poleg.)					
	3	4	6	8	10	12
150	1800	2430	3480	5060	6540	7595
200	3060	3590	6120	8760	11395	13190
260	4750	6540	9500	13720	17830	20785
315	7070	9600	14030	20260	26585	30910

* Assumindo temperatura ambiente de 18°C, velocidade do vento nula e isolamento com 1 polegada de espessura (US Department of Energy, 2004).

Numa válvula de 8 polegadas que opera à temperatura de 315 °C, a economia de combustível com isolamento, considerando uma eficiência da caldeira de 88 % e combustível (40550 kJ/kg) com um custo de 356 €/ton, corresponde a:

$$20260 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \times 8600 \frac{\text{h}}{\text{ano}} \times \frac{1}{0,88} \times 356 \frac{\text{€}}{\text{ton}} \times 2,5 \times 10^{-8} \frac{\text{ton}}{\text{kJ}} \approx 1800 \frac{\text{€}}{\text{ano}}$$

Na refinaria este tipo de equipamentos possui normalmente isolamento com lã de vidro e protecção de alumínio, no entanto, de um modo análogo ao recomendado para o isolamento das linhas de vapor e condensado, recomenda-se a sua inspecção periódica mensal.

- **Desgaseificadores**

A função dos desgaseificadores é a remoção de gases dissolvidos na água que vai ser alimentada à caldeira de modo a reduzir a corrosão.

Os gases responsáveis por essa corrosão são, entre outros, o O₂ e CO₂ e ao elevar a temperatura da água até à sua saturação, através da injeção de vapor, consegue-se reduzir a concentração desses gases indesejáveis para valores aceitáveis.

Na refinaria existem dois desgaseificadores (D-4001 A/B) que tratam a água de alimentação das caldeiras e recomenda-se a inspecção periódica (semestralmente) do seu isolamento, bem como das junções de tubagens e outros equipamentos, pois a existência de fugas origina não só uma perda de energia, mas também uma fonte de re-oxigenação da água que, como já foi referido acelera a corrosão das linhas e equipamentos.

- **Substituir válvulas de redução de pressão por turbogeradores**

O vapor é, muitas vezes, produzido a pressão mais elevada do que a necessária e é usual reduzir a pressão desse vapor através da utilização de válvulas de redução de pressão (PRV).

Uma alternativa mais eficiente do que o uso de PRV é o uso de turbogeradores de contrapressão que reduzem a pressão do vapor fazendo-o passar por uma turbina, produzindo electricidade.

A utilização de turbogeradores já é efectuada na refinaria e só são utilizadas PRV em último recurso.

- **Utilização de drivers com turbinas de vapor**

Uma outra prática já verificada na refinaria é a existência de *drivers* accionados por turbina onde, ao contrário de *drivers* accionados por motores eléctricos, se utiliza vapor de modo a promover trabalho mecânico.

A utilização destes tipos de sistemas é vantajoso uma vez que as turbinas de vapor podem funcionar numa grande gama de velocidades, não falham quando sobrecarregadas, são bastante fiáveis, exigem pouca manutenção e são fáceis de operar.

Na refinaria, diversos equipamentos possuem ambas as opções, motores eléctricos ou turbinas a vapor, redundância essa que é sempre benéfica.

4.2. Inventariação dos Equipamentos Produtores/Consumidores de Vapor.

A segunda tarefa relacionou-se com a inventariação dos consumidores e produtores de vapor da refinaria.

Esta tarefa foi cumprida através da consulta de documentos como memórias descritivas, folhas de especificação dos equipamentos, bases de dados e estudos prévios, nomeadamente o estudo que resultou na ferramenta “*Prosteam*” realizado pela KBC-Linnhoff March Energy Services - que foi sendo actualizado no âmbito de duas teses de mestrado integrado realizadas na refinaria.

Durante a realização desta tarefa foram encontrados diversas dificuldades uma vez que a informação obtida de uma determinada forma não era, em várias situações, concordante com a recolhida por outras formas. Assim sendo, foi necessário filtrar a informação obtida e proceder à sua validação.

A contabilização do equipamento apresenta-se de seguida (Tabelas 5 e 6).

Tabela 5. Contabilização dos equipamentos consumidores de vapor.

	FAR	FOB	FCO	Outras
Permutadores	26	22	16	94
Torres	---	16	3	---
Fornalhas	7	2	---	---
Outros*	3	10	12	9

* Em Outros contabilizam-se as flares, ejectores, tanques e a unidade 7000.

Tabela 6. Contabilização dos equipamentos produtores de vapor.

	FAR	FOB	FCO
Permutadores	---	3	2
Fornalhas	---	---	3

Nota: desta contabilização excluem-se as caldeiras e drivers accionados por vapor.

4.3. Quantificação das Perdas e os Valores de Consumo de Vapor.

Paralelamente ao inventário dos equipamentos realizado foi também efectuada a quantificação dos valores de produção e/ou consumo desses mesmos equipamentos.

Na Tabela 7 resume-se os valores de consumos de vapor, para diversas fábricas, que foram possíveis apurar.

Tabela 7. Consumos de vapor para diversas fábricas da RP.

Fábrica	Consumos de Vapor* (ton/h)		
	VAP	VMP	VBP
FAR	2,6	71,7	7,3
FCO	----	55,2	10,9
FOB	----	22,2	22,5

* dados Prosteam (KBC - Linnhoff March Energy Services) de 4 de Março de 2009.

No que diz respeito às perdas, ou seja, ao vapor que é excedentário, esse é libertado dos colectores de VBP a partir da PCV-4902 e da PCV-40410B.

Este valor foi determinado através da consulta da Área de Processamento de Dados da RP e, no ano de 2008, correspondeu a uma média mensal de 8200 ton aproximadamente (ver Capítulo 2).

4.4. Elaboração, Selecção e Estudo de Viabilidade de Propostas para o Aproveitamento do Vapor de Baixa Pressão na Refinaria do Porto.

As propostas apresentadas baseiam-se na conversão de equipamentos de VMP para VBP e na condensação de VBP.

No que diz respeito à condensação de VBP, esta baseou-se na análise de alternativas de condensação de VBP em oposição à actual libertação desta utilidade para a atmosfera.

Já as propostas de conversão de equipamentos, estas incidiram sobre a mudança de equipamentos utilizadores de VMP para utilizadores de VBP.

4.4.1. Condensação de vapor

No que diz respeito à condensação de vapor e como já foi referido, a análise baseou-se nas possibilidades de existirem equipamentos que permitissem a recuperação do vapor libertado para a atmosfera através das PCVs.

Assim sendo, e depois de uma análise acerca dos equipamentos mais indicados para o efeito, a escolha do equipamentos para condensação recaiu num permutador de carcaça e tubos.

- **Permutador de carcaça e tubos**

O permutador de carcaça e tubos foi dimensionado através da aplicação informática Aspen Design & Rating V 7.0.



Figura 6. Exemplo de um permutador de carcaça e tubos.

Para serviços de condensação são recomendados permutadores com cabeça fixa do tipo BEM (nomenclatura TEMA) como o que se apresenta na Figura 7 (Ludwig, 1999).

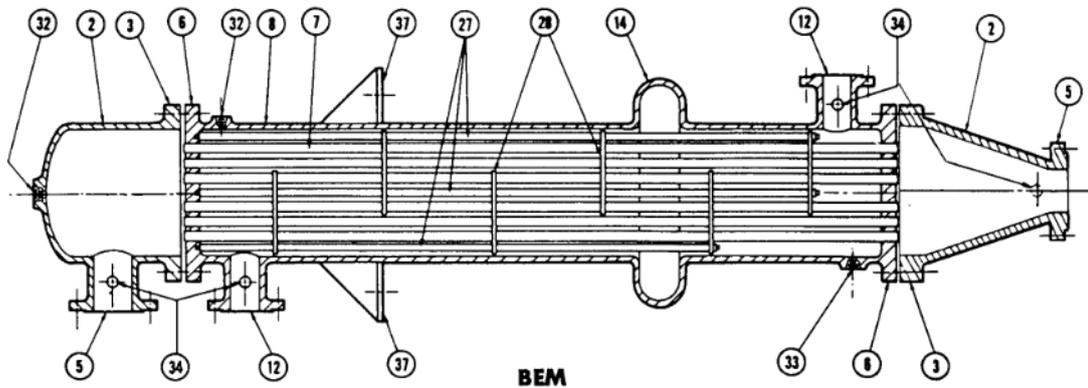


Figura 7. Esquema do permutador de carcaça e tubos seleccionado (Ludwig, 1999).

Tabela 8. Legenda das variáveis mais importantes da Figura 7.

2	Cabeça (fixa - bonet)	12	Embocadura da carcaça
3	Flange da cabeça	14	Foles de dilatação
5	Embocadura	28	Chicanas
6	Feixe tubular (fixo)	33	Dreno
7	Tubos	34	Ligação
8	Carcaça	37	Apoio

Os condensadores de carcaça e tubos mais frequentes são horizontais e o fluido de arrefecimento circula nos tubos enquanto na carcaça circula o fluido condensante (Sinnott, 1999).

Uma vez que o vapor excedentário não é constante ao longo do tempo (ver Capítulo 2) optou-se por dimensionar permutadores para os valores referentes à média (12 ton/h), mediana (16 ton/h), terceiro quartil (24 ton/h) e máximo 32 (ton/h), apresentando-se na Tabela 9 e um resumo dos resultados e no Anexo V as folhas de especificação de cada permutador.

Tabela 9. Principais características dos permutadores de carcaça e tubos dimensionados.

	CT 1	CT 2	CT 3	CT 4
Quantidade de vapor a condensar (ton/h)	12	16	24	32
Calor transferido (kW)	7544	10058	15088	20117
Área total (m ²)	135	183	269	365
Água de arrefecimento (ton/h)	585	780	1170	1559
Custo do equipamento (€)	26157	32947	52314	65894

4.4.2. Conversão de equipamentos de VMP para VBP

Relativamente a conversão de equipamentos, e de acordo com o que já foi referido, o estudo baseou-se na possibilidade de alteração de equipamentos que utilizassem VMP para VBP.

Este estudo realizou-se no seguimento do levantamento dos equipamentos que utilizassem vapor na refinaria, e os equipamentos apurados que, *a priori*, podem sofrer conversão de VMP para VBP (analisando apenas os gradientes de temperatura e características dos fluidos) são os que se apresentam de seguida nas Tabelas 10 e 11.

Tabela 10. Listagem de equipamentos com possibilidade de conversão.

E-0202	E-5006	E-5077	E-6302B	E-6316	E-6407
E-0205	E-5007	E-5078	E-6303A	E-6317	E-6408
E-0251	E-5008	E-5404	E-6303B	E-6318	E-6409
E-0517	E-5009	E-5405	E-6304A	E-6319	E-6410
E-1216	E-5010	E-5406	E-6304B	E-6320	E-6411
E-1301	E-5011	E-5407	E-6305A	E-6321	E-6414
E-1510	E-5012	E-6001	E-6305B	E-6322	E-6415
E-2405	E-5013	E-6003	E-6306	E-7101	E-6416

Tabela 11. Continuação da Tabela 10.

E-3603	E-5014	E-6112	E-6309	E-7102	E-6418
E-3776	E-5015	E-6113	E-6310	E-7103	E-6419
E-5001	E-5040	E-6114	E-6311	E-7104	E-6420
E-5002	E-5041	E-6202	E-6312	E-7151	E-6421
E-5003	E-5042	E-6301A	E-6313	E-6403	E-6422
E-5004	E-5075	E-6301B	E-6314	E-6404	E-6423
E-5005	E-5076	E-6302A	E-6315	E-6405	

Devido a várias limitações, e após reuniões efectuadas com responsáveis, optou-se por fazer incidir o estudo nas serpentinas de aquecimento E-630,1 E-6302, E-6303 e E-6304 (A/B).

- **Análise dos equipamentos**

A verificação da possibilidade de conversão dos equipamentos foi efectuada segundo o processo descrito no Anexo IV e de acordo com as condições de projecto dos mesmos equipamentos e na tabela 12 apresentam-se os valores de energia perdida para a atmosfera.

Tabela 12. Características dos tanques e perdas de calor para a atmosfera.

Serpentina	Serviço	Altura (m)	Diâmetro (m)	Temp. do tanque (°C)	Calor* (kW)
E-6301 A/B	Spindle destilado	11,0	12,2	50	223
E-6302 A	150 SN destilado	12,8	18,3	50	434
E-6302 B	100 Pale destilado	12,8	18,3	50	433
E-6303 A	500 SN destilado	12,8	21,3	55	563
E-6303 B	150 SN destilado	12,8	21,3	55	564
E-6304 A/B	500 SN destilado	12,8	18,3	60	493

* cálculo efectuado considerando temperatura ambiente de 5 °C e velocidade do vento de 10 MPH (dados de projecto das serpentinas actuais).

Uma análise às características de VBP permite identificar que a sua massa volúmica é cerca de $1,29 \text{ kg/m}^3$, o que implica que este vapor não pode ser usado nestas serpentinas (diâmetro de 1 polegada), uma vez que as velocidades de escoamento obtidas são bastante elevadas ($> 70 \text{ m/s}$, quando o valor recomendado é de $15\text{-}30 \text{ m/s}$ (Sinnott,1999)).

Outro factor que não permite que as serpentinas existentes sejam utilizadas com VBP reside no facto de a área de transferência de calor ser insuficiente.

Deste modo optou-se pelo dimensionamento de serpentinas que permitissem a utilização de VBP nestes tanques, tendo-se obtido os resultados apresentados nas Tabelas 13 e 14.

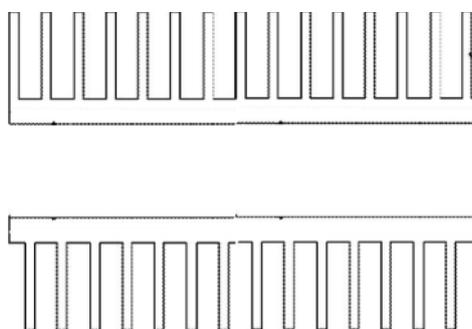


Figura 8. Vista transversal de uma serpentina.

Tabela 13. Características da tubagem das serpentinas dimensionadas.

Serpentina	Caudal de Vapor* (kg/h)	UA (kW/K)	Material dos tubos/alhetas	Nº Tubos (#)	Comprimento (m/tubo)
E-6301 A/B	405	3,2	CS/CS	2	16,5
E-6302 A	786	6,1	CS/CS	2	33,5
E-6302 B	784	6,1	CS/CS	2	33,5
E-6303 A	1020	8,5	CS/CS	2	36,6
E-6303 B	1022	8,5	CS/CS	2	36,6
E-6304 A/B	894	8,0	CS/CS	2	35,0

* Caudal de vapor determinado utilizando um factor de segurança de 10%.

Tabela 14. Características das serpentinas (Profin, 2009).

Serpentina	Diâmetro nominal (poleg.)	Densidade das alhetas (#/m)	Altura das alhetas (m)	Espessura das alhetas (mm)
E-6301 A/B	2 (Sch 40)	473	0,0245	0,76
E-6302 A	2 (Sch 40)	473	0,0245	0,76
E-6302 B	2 (Sch 40)	473	0,0245	0,76
E-6303 A	3 (Sch 40)	351	0,0245	1
E-6303 B	3 (Sch 40)	351	0,0245	1
E-6304 A/B	3 (Sch 40)	351	0,0245	1

4.4.3. Análise económica.

As considerações económicas que se enumeram de seguida basearam-se em dados de fornecedores e em pressupostos que podem ser consultados no Anexo VI.

a) Condensação de VBP (permutadores de carcaça e tubos).

Na refinaria as necessidades de água são de três formas: água bruta, água desmineralizada e água desgaseificada.

No caso de o objectivo da condensação de VBP excedentário ser a recuperação de água bruta, esta poderá ser encaminhada para o tanque de armazenamento de água bruta. Se o objectivo for a recuperação de água desmineralizada esta poderá ser armazenada e/ou encaminhada para os desgaseificadores existentes, reduzindo desse modo a necessidade de água de compensação das caldeiras. Finalmente se o objectivo for a de recuperar água desgaseificada, esta não poderá ser armazenada e terá de ser enviada para uma das caldeiras existentes.

A tabela seguinte sumariza a análise económica efectuada.

Tabela 15. Resumo da análise económica dos permutadores de carcaça e tubos dimensionados.

	CT 1	CT 2	CT 3	CT 4
Quantidade de vapor a condensar (ton/h)	12	16	24	32
Quantidade de água recuperada* (ton /ano)	83116	94143	97842	98170
Retorno do investimento - água bruta - (anos)	n.e.	n.e.	n.e.	n.e.
Retorno do investimento - água desmineralizada - (anos)	n.e.	n.e.	n.e.	n.e.
Retorno do investimento - água desgaseificada - (anos)	0,24	0,34	0,57	0,72

* água que seria recuperada no ano de 2008 caso o equipamento funcionasse nas condições de projecto.

Pelo que foi possível apurar, nos primeiros meses do ano de 2009, devido ao esforço da RP para reduzir este problema, a quantidade de vapor excedentária foi menor (cerca de 4,5 ton/h) pelo que, com base nesses dados, a melhor solução seria o condensador CT 1, que supria as necessidades e que exigiam menos das torres de arrefecimento existentes na RP.

Pelos resultados obtidos na análise económica verifica-se que o investimento só teria retorno se o objectivo fosse a recuperação de água desgaseificada, de outro modo os custos de operação excedem o lucro obtido.

b) Aquecimento de tanques (serpentinhas)

Uma análise económica, baseada nos dados de projecto, aos equipamentos dimensionados na Secção 4.4.2 (serpentinhas dos tanques de armazenamento de óleos) resultou nos resultados apresentados na Tabela 15.

Refira-se que a economia anual resulta da determinação do caudal de VBP necessário para manter a temperatura dos tanques constante para uma temperatura ambiente anual média de 15 °C (Msn Weather, 2009).

Tabela 16. Análise económica às serpentinas.

	E-6301 A/B	E-6302 A	E-6302 B	E-6303 A	E-6303 B	E-6304 A/B
Custo do equipamento* (€)	8143	10857	11000	15143	14786	15214
Quantidade de vapor utilizado (kg/h)	285	553	551	727	729	645
Economia anual (€/ano)	60637	117658	117233	154679	155105	137233
Tempo de retorno (anos)	0,32	0,22	0,22	0,23	0,23	0,26

* (Matche,2009)

Pelo que se pode apurar, e de acordo com os pressupostos efectuados, a implementação de novas serpentinas nos tanques permitiriam uma recuperação em cerca de 30 % da quantidade de VBP excedentária em 2008.

Nota: refira-se que a utilização de VBP nos tanques produz condensados de pressão reduzida pelo que será necessário acrescentar os custos da bombagem dos mesmos para a FUT.

5. Conclusões

Como principais conclusões deste trabalho destacam-se o facto de, para aproveitar vapor de baixa pressão excedentário na RP nos tanques TK 6301/2/3 e 4 (A e B) da unidade 6300 ser necessário o recurso a investimento em novas serpentinas de aquecimento (baseado nos dados do projecto das serpentinas actuais).

Deste modo o dimensionamento efectuado para estas serpentinas resultou em custos num retorno num espaço de tempo inferior a quatro meses.

Refira-se ainda que a implementação dessas serpentinas permitiria que se recuperasse 30 % do vapor desperdiçado.

Outra alternativa considerada foi a recuperação de água através da condensação desse vapor excedentário, tendo-se obtido como solução mais favorável (considerando valores recentes de vapor excedentário) o equipamento CT 1 cujo retorno de investimento é de aproximadamente 3 meses.

6. Avaliação do Trabalho Realizado

6.1. Objectivos Realizados

O principal objectivo deste trabalho foi o de avaliar a possibilidade de aproveitamento de vapor de baixa pressão que era excedentário na Refinaria do Porto.

Desse modo, após a familiarização com a refinaria, foi efectuado um levantamento dos equipamentos que pudessem utilizar VBP.

O conhecimento obtido acerca da refinaria permitiu que se estudasse a possibilidade de aproveitamento do vapor excedentário no aquecimento de alguns tanques da unidade 6300 da MP, possibilidade essa que implica o investimento em novas serpentinas de aquecimento cujos resultados do dimensionamento se encontram neste relatório.

Outra alternativa consistiu na recuperação da água desse vapor excedentário através da condensação que também foi estudada e cujos resultados poderão ser consultados na Secção 4.4.1.

6.2. Outros Trabalhos Realizados

Além dos objectivos inicialmente propostos para este trabalho foi ainda realizado um levantamento das práticas existentes na RP que resultaram em diversas considerações acerca do sistema de vapor.

6.3. Limitações e Trabalho Futuro

A realização deste projecto foi efectuada de uma maneira muito positiva, no entanto a existência de algumas dificuldades, nomeadamente na recolha de dados, não permitiram um desenvolvimento tão profundo como era o objectivo do autor.

Como trabalho futuro sugere-se o estudo do aproveitamento de vapor no aquecimento dos restantes tanques existentes não só nas condições de mas também nas condições normais de operação que não serão tão extremas.

6.4. Apreciação Final

O desenvolvimento deste projecto demonstrou-se proveitoso tanto a nível pessoal como profissional.

Como valorização pessoal pela oportunidade de viver a rotina de uma empresa como a Refinaria do Porto da Petrogal e apreender as formas de comportamento e dinâmica praticadas. Como valorização profissional pela aquisição de competências acerca do sector energético, pilar da economia mundial, e acerca do funcionamento do sistema de utilidades de vapor da RP tendo a possibilidade de poder avaliar dados de projecto e de operação.

7. Referências

Associação Comercial do Porto - Câmara de Comércio e Indústria do Porto (ACP - CCIP), *Posição Pública Refinaria de Leça*, Porto, 2004.

Cengel, Y.A., *Heat Transfer A Practical Approach*, 2ª edição, McGraw Hill, 1996.

EC Directorate-General JRC Joint Research Centre. *Draft Reference Document on Best Available Techniques in the Energy Efficiency*. Sevilha, 2008.

EC Directorate-General JRC Joint Research Centre. *Draft Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries*, 2003.

EC Directorate-General JRC Joint Research Centre. *Draft Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants*, 2006.

EFDA. *Energy, Powering Your World*, 2005.

Feliciano, A. *Actualização do Modelo Energético da Refinaria do Porto da Petrogal*, Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, Portugal, 2008.

Galp energia 2009. Acedido em Março de 2009, de Web site da Galp Energia: <http://www.galpenergia.pt>.

Kern, D., *Procesos de Transferencia de Calor*, Compania Editorial Continental, S.A. de C.V., 1965.

Ludwig, E.E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume 1, 3ª edição, Gulf Professional Publishing, EUA, 1999

Matche. Acedido em Junho de 2009, de website: <http://www.matche.com> .

Msn Weather. Acedido em Junho de 2009, de website: <http://weather.msn.com>.

National Association of Manufacturers. *Energy Efficiency, Water and Waste-Reduction Guidebook for Manufacturers*. Washington DC (2005).

Peters, M., Timmerhaus, K., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4ª edição, McGraw-hill, 1991.

Profin. Acedido em Junho de 2009, de website <http://www.profin.com>

Sinnott, R.K., *Coulson & Richardson's Chemical Engineering-Chemical Engineering Design, Volume 6*, 3ª edição, Butterworth Heinemann, 1999.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*, 5ª edição, McGraw Hill, México, 1996.

US Department of Energy. *Improving Steam System Performance*. Washington DC (2004).

Anexo 2 – Refinaria do Porto

A Refinaria do Porto (Petrogal, Galp Energia) situa-se no Complexo Industrial localizado no concelho de Matosinhos, freguesias de Leça da Palmeira e Perafita. A área ocupada é de aproximadamente 200 hectares e está interligada ao terminal para petroleiros no porto de Leixões por vários oleodutos com aproximadamente 2 km de extensão.



Figura 9. Vista panorâmica da RP (Galp energia, 2009).

A sua capacidade de armazenagem é da ordem de 1880000 m³, dos quais cerca de 680000 m³ são para ramas de petróleo e 1200000 m³ para produtos intermédios e finais.

Apesar de o projecto da refinaria ter sido iniciado em 1966, para uma capacidade de processamento de 2 milhões de ton/ano de petróleo bruto, e de em Setembro de 1967 se iniciarem os trabalhos de construção, só dois anos depois, em Setembro de 1969, é que se deu o arranque progressivo das unidades processuais. Mais tarde a 5 de Junho de 1970 ocorreu então a inauguração oficial do complexo.

Ao longo dos anos a Refinaria do Porto sofreu diversas alterações que permitem que, com pouco mais de 40 anos, ocupe uma posição estratégica, sendo responsável pelo abastecimento em 2500 mil kton/ano de gasolinas e gasóleos para a região norte (ACP - CCIP, 2004) e, fornecendo ainda, matérias-primas para diversas indústrias, como por exemplo, benzeno para o complexo químico de Estarreja. Actualmente, a sua capacidade de refinação ascende a 4,4 milhões de toneladas/ano.



Figura 10. Vista de satélite da RP (Google Earth).

A Refinaria do Porto, é constituída pelas linhas de produção de Combustíveis (FCO), Óleos-Base (FOB), Aromáticos e Solventes (FAR), Massas Lubrificantes (LUB), Moldagem de Parafinas, Betumes e Enxofre e as capacidades de fabrico de cada linha poderão ser consultadas na Tabela 16.

Tabela 17. Linhas e correspondentes capacidades de fabrico da Refinaria do Porto (Galp energia, 2009).

Linha de Produção	Capacidade
Produção de Combustíveis	3700000 ton/ano
Produção de Óleos Base	150000 ton/ano
Produção de Aromáticos e Solventes	440000 ton/ano
Fabricação de Massas Lubrificantes	1500 ton/ano
Fabricação e Moldagem de Parafinas	10000 ton/ano
Produção de Betumes	150000 ton/ano
Produção de Enxofre	10000 ton/ano

Organização da Refinaria

Do ponto de vista das unidades processuais da refinaria, estas estão agrupadas em cinco fábricas (Combustíveis, Aromáticos, Óleos Base, Lubrificantes e Utilidades) apoiadas por diversos serviços como manutenção, armazenagem e movimentação de produtos, expedição, controlo de produtos, entre outros.

De seguida descreve-se as unidades que compõem cada uma dessas fábricas.

Fábrica de Óleos Base (FOB)

A FOB trata um petróleo bruto de composição essencialmente parafínica (Galp energia, 2009).

De seguida apresenta-se um diagrama representativo desta fábrica bem como uma descrição das principais unidades.

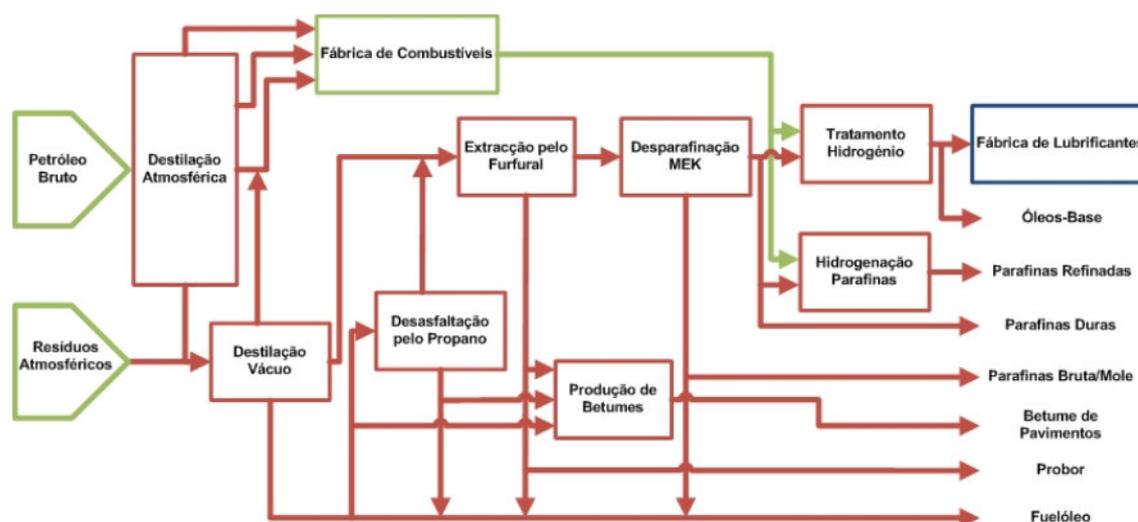


Figura 11. Diagrama da fábrica de óleos-base.

A unidade de **Destilação (2000)** é constituída por duas colunas, uma funcionando à pressão atmosférica e outra sob vácuo. Na primeira coluna, destilação atmosférica, é introduzido petróleo bruto e todos os produtos desse processo são encaminhados para a fábrica de combustíveis, exceptuando o resíduo atmosférico que é utilizado como carga da segunda coluna, destilação sob vácuo. O gasóleo de vácuo produzido é enviado para a fábrica de combustíveis enquanto que os restantes cortes são enviados para a unidade de desasfaltação pelo propano (2100) e para a unidade de produção de betumes (2600).

A unidade **Desasfaltação pelo Propano (2100)** trata o resíduo de vácuo proveniente da unidade 2000 onde através de uma extracção líquido-líquido, utilizando propano como solvente produz duas correntes, uma de óleo desasfaltado, enviado para a unidade de extracção de aromáticos (extracção pelo furfural) e outra de resíduo asfáltico, enviada para produção de betumes e/ou corrente de combustível de queima da refinaria.

A unidade **Extracção pelo Furfural (2200)** tem como objectivo a obtenção de óleos refinados com um índice de viscosidade desejado. Para tal recebe uma corrente de óleo desasfaltado proveniente da unidade 2100 e através de um processo de extracção líquido-líquido, utilizando como solvente furfural, origina refinados com índice de viscosidade mais elevado e extractos aromáticos.

A unidade de **Desparafinação (2300)** utiliza como solvente MEK tratando os refinados da unidade 2200 através de um processo de cristalização/filtração. Nesta unidade processa-se a separação dos compostos parafínicos, de ponto de fusão elevado, da carga permitindo a que se obtenha um óleo com as características desejadas de fluidez.

A unidade de **Tratamento pelo Hidrogénio (2400)** permite melhorar a cor dos óleos base, garantindo ainda uma maior protecção a fenómenos de oxidação. O óleo desparafinado da unidade 2300 é submetido a uma reacção na presença de um catalisador e hidrogénio num reactor de leito fixo sendo posteriormente seco e armazenado.

A unidade de **Hidrogenação de Parafinas (2500)** opera segundo um princípio semelhante á unidade 2400, onde a carga é a corrente de parafinas obtida na unidade de desparafinação e é submetida a um processo reactivo num reactor de leito fixo com um catalisador e na presença e hidrogénio. Este processo permite o melhoramento e estabilização da cor das parafinas, bem como o aumento de pureza das mesmas.

A unidade de **Produção de Betumes (2600)** é uma unidade onde a produção de betumes asfálticos é efectuada através da mistura de três componentes, resíduo asfáltico, resíduo de vácuo e extracto aromático, este último proveniente da unidade de extracção pelo furfural.

Fábrica de Utilidades (FUT)

No que diz respeito à Fábrica de Utilidades como o próprio nome indica é a responsável pelo fornecimento das utilidades da refinaria.

De modo a poder suprir essas necessidades o complexo dispõe de diversas unidades.



Figura 12. Diagrama da fábrica de utilidades.

As unidades **Armazenagem de Água Bruta e Água Bruta (4500/4600)** são as responsáveis pela captação, tratamento e armazenagem de água bruta.

A captação de água é efectuada a partir do Rio Ave tendo uma capacidade de 32 000 m³/dia.

No que diz respeito ao tratamento este engloba as etapas de crivagem (retenção de detritos arrastados pela água do rio), desarenamento (decantação de areias e saibros em suspensão), filtração mecânica (retenção de partículas finas em suspensão), clarificação (decantação através de leitos de lamas nos decantadores) e filtração (através de filtros de areias).

Após o tratamento a água é bombada para a refinaria através de um *pipeline* de betão com 60 cm de diâmetro e distância linear de 20 km aproximadamente.

Na refinaria é armazenada em três reservatórios de betão com capacidades de 10 000 m³ cada.

A unidade **Água de Arrefecimento (4400)** é a que engloba os circuitos de arrefecimento. Os circuitos de arrefecimento possuem duas torres de arrefecimento. A torre I é responsável pelo circuito que atravessa a fábrica de óleos, a fábrica de combustíveis da linha I e a central termoeléctrica. Já a torre II fornece o fluido de arrefecimento do circuito que compreende a fábrica de aromáticos e a fábrica de combustíveis da linha II.

A água dos circuitos de arrefecimento sofre alguns tratamentos com produtos químicos que conferem à água as características que impedem o sujamento e corrosão de linhas e equipamentos.

A unidade **Água Desmineralizada (4100)** é a que concerne à água desmineralizada que é alimentada às caldeiras e a serviços que necessitem de água de elevada pureza.

O consumo normal desta água é de aproximadamente 120 m³/h e a desmineralização compreende as etapas de filtração, troca catiónica (remoção de Ca²⁺, Mg²⁺ e Na⁺), troca aniónica fraca (remoção de SO₄²⁻ e Cl⁻) e troca aniónica forte (remoção CO₃⁻ e SiO₃⁻).

A unidade **Geradores de Vapor (4000)** é a que tem como finalidade a geração de vapor. Nesta unidade, a água desmineralizada, proveniente da unidade 4100, é alimentada aos desgaseificadores que irão promover a remoção de gases (O_2 e CO_2 por exemplo) através do borbulhamento de vapor na água desmineralizada.

Após a remoção destes gases, a água é alimentada aos geradores de vapor/caldeiras que utilizam como combustível fuel óleo e/ou fuel gás.

Ainda relativamente às caldeiras refira-se que existem seis na refinaria com uma capacidade de produção de 70 ton/h cada, de vapor a 67 kg/cm² e 450°C.

No que diz respeito à unidade **Energia Eléctrica (4200)** esta é encarregue da produção, distribuição de energia eléctrica e interligação com a rede eléctrica da EDP. Como principal característica desta unidade destacam-se os três turbo-grupos geradores de electricidade.

A unidade **Ar Comprimido (4300)** é a de geração e fornecimento de ar comprimido onde o ar atmosférico é aspirado pelos compressores sendo de seguida arrefecido e enviado para os colectores de ar.

Finalmente a unidade **Combustíveis (4700)** é a que é responsável pelo tratamento e distribuição dos combustíveis de queima. Nesta unidade são processados dois tipos de combustível: o fuel gás, que se encontra armazenado num acumulador onde é mantido a pressão constante, e o fuel óleo, que devido às necessidades de pressão e temperatura necessárias para uma boa queima, encontra-se em constante movimento no denominado anel de fuel.

Fábrica de Combustíveis (FCO)

A Fábrica de Combustíveis (Galp energia, 2009) é constituída por catorze unidades processuais, divididas por duas linhas, que, utilizando o petróleo bruto, obtêm toda a gama de produtos combustíveis, incluindo grande parte de matéria-prima que alimenta a Fábrica de Aromáticos e Solventes.

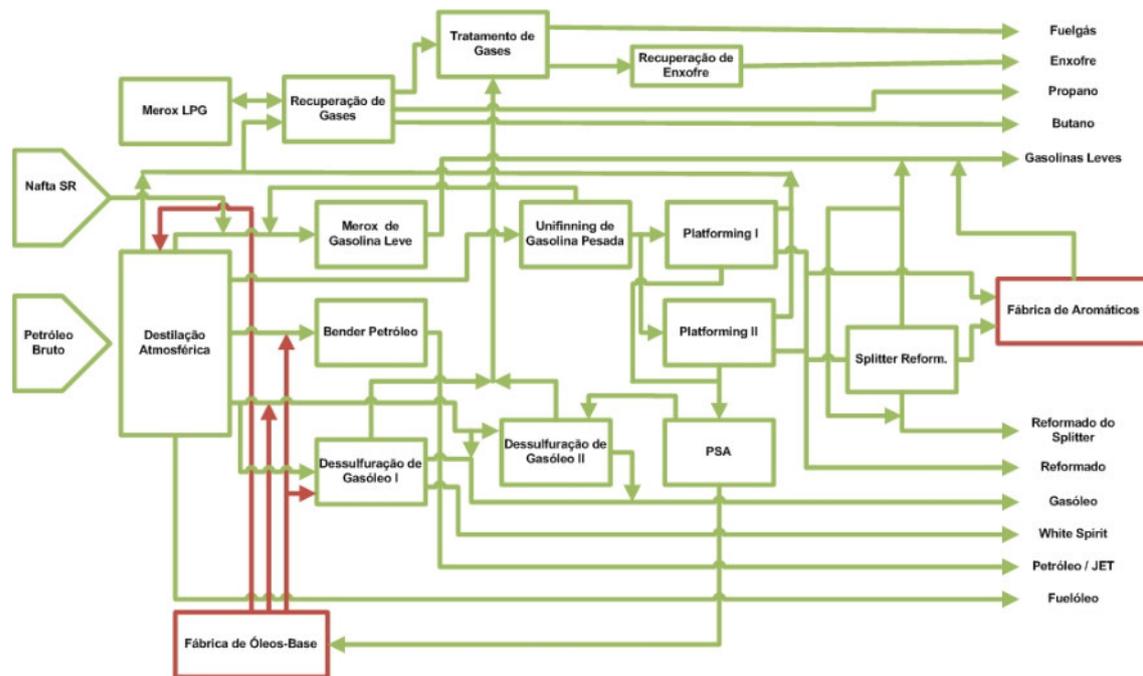


Figura 13. Diagrama da fábrica de combustíveis.

No que concerne à linha I, esta engloba as unidades Unifining I (1200), Platforming I (1300), Dessulfuração de Gasóleo I (1400), Tratamento de Gases Ácidos (1500), PSA (1700), Dessulfuração de Gasóleo II (3700) e Claus (3800).

A unidade **Unifining I (1200)** é uma unidade de conversão catalítica, na presença de hidrogénio, de compostos de enxofre, azoto e outros contaminantes, procedendo também à respectiva remoção, convertendo a alimentação numa gasolina pesada que possui as características necessárias para posterior alimentação à unidade 1300 (platforming). A gasolina pesada é ainda submetida a um processo de stripping que liberta um efluente gasoso, sendo enviado *a posteriori* para a unidade de tratamento de gases.

A unidade **Platforming I (1300)** é uma unidade de reformação catalítica onde a gasolina pesada dessulfurada, proveniente da unidade Unifining I, é misturada com uma corrente de hidrogénio sendo sujeita a diversas reacções na presença de um catalisador. Como produto destas reacções destaca-se o reformado que possui um elevado índice de octano e que é utilizado na fábrica de aromáticos e como componente no blending de gasolinas.

A unidade **Dessulfuração de Gasóleo I (1400)** tem como objectivo, como o próprio nome indica, reduzir o teor de enxofre. O processo desta unidade é essencialmente a

hidrodessulfuração do gasóleo, ou seja, um tratamento catalítico na presença de hidrogénio. Esta unidade trata ainda um outro produto, proveniente da fábrica de óleos-base, o White Spirit.

A unidade **Tratamento de Gases Ácidos (1500)** extrai gás sulfídrico de várias correntes gasosas, através de uma lavagem com Dietanolamina (DEA). Como produtos resultantes destacam-se o gás sulfídrico, posteriormente alimentado à unidade de recuperação de enxofre, e fuel gás.

A unidade **PSA (1700)** acrónimo de *Pressure Swing Adsorption*, recebe uma corrente de hidrogénio, proveniente da unidade Platforming, e purifica-a, sendo a corrente de hidrogénio purificada utilizada em diversos processos dentro da refinaria.

A unidade **Dessulfuração de Gasóleo II (3700)** é um processo semelhante ao descrito na unidade 1400, ou seja, tem como objectivo a remoção de enxofre.

A unidade **Claus (3800)** baseia-se na queima controlada de efluentes ricos em gás sulfídrico e a sua posterior conversão catalítica de modo a obter enxofre elementar.

Já a linha II da Fábrica de Combustíveis contém as unidades Destilação Atmosférica (3000), Bender (3100), Platforming II (3300), Merox (3400), Tratamento de Gases Ácidos II (3500) e Recuperação de Gases (3600).

A unidade **Destilação Atmosférica (3000)** recebe o petróleo bruto e através de um processo de destilação fraccionada obtêm-se como produtos gases, gasolina leve, gasolina pesada, petróleo, gasóleo e resíduo atmosférico.

A unidade **Bender (3100)** trata o petróleo proveniente da destilação atmosférica, transformando os mercaptanos em bissulfuretos, elimina o gás sulfídrico e os ácidos nafténicos e remove a maior parte dos compostos aromáticos. O petróleo tratado tem como destino a produção de combustíveis para a aviação.

A unidade **Platforming II (3300)** Recebe gasolina pesada dessulfurada e promove uma reacção catalítica obtendo-se como produto um reformado com elevado índice de octano.

A unidade **Merox (3400)** remove da carga de gás de petróleo liquefeito (LPG) e gasolina leve os mercaptanos através de uma lavagem com soda e um catalisador adequado.

A unidade **Tratamento de Gases Ácidos II (3500)** extrai gás sulfídrico de várias correntes gasosas através de uma lavagem com Dietanolamina. O produto resultante é o gás sulfídrico, que é enviado à unidade de Recuperação de Enxofre, e fuel gás que é enviado para o colector geral.

A unidade **Recuperação de Gases (3600)** promove uma desetanização dos efluentes líquidos, maioritariamente constituídos por LPG, sendo posteriormente separados em propano e butano.

Fábrica de Aromáticos (FAR)

A FAR está situada, a jusante da FCO da qual recebe a respectiva carga e complementa a indústria de refinação do complexo, produzindo matéria-prima para a indústria petroquímica (Galp energia, 2009).

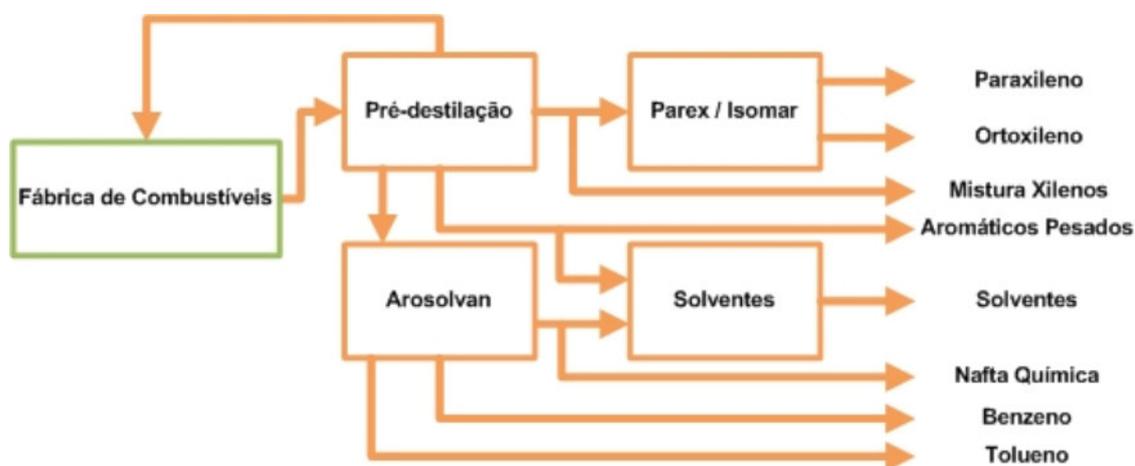


Figura 14. Diagrama da fábrica de aromáticos.

A unidade **Pré-destilação (0100)**, é uma unidade que recebe o reformado proveniente dos Platformings da fábrica de combustíveis e separa-o em três cortes, um corte de C_5 , que é reenviado para o *pool* de combustíveis, um corte de C_6/C_7 , também designado de corte de benzeno/tolueno, que é enviado para a unidade Arosolvan, um corte de C_8 , enviado para a unidade Parex e finalmente um corte C_{9+} , que é enviado para produção de solventes industriais.

A unidade **Arosolvan (0200)** tem como finalidade separar o corte de C_6/C_7 em aromáticos e não-aromáticos através de uma extracção líquido-líquido utilizando como solvente uma mistura de N-metilpirrolidona e Monoetilenoglicol. A fracção não-aromática regressa ao *pool* de gasolinas enquanto a fracção aromática é separada *a posteriori* em benzeno e tolueno através de um processo de destilação.

A unidade **Parex (0300)** trata o corte de C_8 através de um sistema de leito móvel simulado produzindo três correntes, uma de para-xileno, uma de refinado que é alimentada à unidade 0400 e uma corrente de tolueno.

A unidade **Isomar (0400)** trata o refinado proveniente do leito móvel simulado (Parex), através de um processo de isomerização, produzindo como produto principal uma corrente de orto-xileno.

A unidade **Solventes (0500)** consiste numa destilação contínua apoiada por outra descontínua com o objectivo de produzir uma variedade de solventes industriais, aromáticos e alifáticos.

Inserida na fábrica de aromáticos encontra-se ainda uma unidade de **Produção de Azoto (0600)** através de destilação fraccionada do ar.

Fábrica de Lubrificantes (LUB)

Relativamente à Fábrica de Lubrificantes esta é constituída pelas etapas de *blending* de óleos lubrificantes e produção de massas lubrificantes utilizando como matéria-prima os óleos-base parafínicos.



Figura 15. Diagrama da fábrica de lubrificantes.

Na unidade de **Blending de Óleos Lubrificantes (5000)** transforma-se as matérias-primas num produto final - Óleo Lubrificante.

Já a unidade **Produção de Massas Lubrificantes (5200)** recebe óleos derivados de petróleo e de modo a obter massas lubrificantes com as propriedades desejadas utiliza ainda como reagentes bases alcalinas, gorduras, sebo e diversos aditivos.

Serviços de Apoio

Como já foi referido a refinaria do Porto, além das unidades já descritas, é ainda apoiada por diversos serviços.

De entre esses serviços destacam-se a **Movimentação de Produtos (MP)**, responsável pela armazenagem e movimentação dos diversos produtos e reagentes, e a **Expedição de Produtos**, constituída pelas estações de bombagem, estações de enchimento de combustíveis em carros tanque, entre outros.

Refira-se ainda a unidade de **Tratamento de Efluentes** que permite que as descargas dos efluentes da refinaria cumpram os requisitos ambientais.

Anexo ~~III~~ – Custos associados às utilidades**Tabela 18.** Custos considerados no que respeita às utilidades (dados de 2008).

Utilidade	Unidade	Custo unitário (inclui matéria-prima)
Produção de energia eléctrica	Mwh	104 €
Produção de água desgaseificada	m ³	6 €
Produção de água desmineralizada	m ³	2 €
Água Bruta	m ³	0,5 €
Água de Arrefecimento	1000 m ³	45 €
Vapor (67 barg)	ton	34 €
Vapor (15,5 barg)	ton	27 €
Vapor (1,8 barg)	ton	25 €
Fuel óleo (matéria-prima+distribuição)	ton	356 €
Fuel gás (matéria-prima +distribuição)	ton	480 €

Anexo IV – Método de cálculo das serpentinas dos TKs (Cengel,1996).

O método de cálculo foi realizado de acordo com o procedimento descrito em Kern (1965).

Este procedimento é efectuado em duas etapas.

Etapa 1

A primeira baseia-se na quantificação de calor perdido para a atmosfera, calor esse que pode ser caracterizado pela seguinte expressão

$$Q = UA\Delta T \quad (1)$$

onde Q é o calor transferido, U corresponde ao coeficiente global de transferência de calor, A diz respeito à área de transferência de calor e ΔT corresponde ao gradiente de temperatura.

A avaliação do termo UA é efectuada recorrendo à Equação 2:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\Delta x}{k_s A_{m \ln}} + \frac{1}{h_e A_e} + \frac{1}{h_r A_r} + \frac{1}{f_o A_e} \quad (2)$$

onde h_i , h_e e h_r correspondem aos coeficientes de convecção do fluido armazenado no tanque, do ar atmosférico e de radiação respectivamente, k_s corresponde à condutividade térmica do material de que o tanque é constituído, Δx corresponde à espessura sólida que separa o interior do exterior dos tanques, f_o corresponde ao factor de transferência de calor devido ao vento e A_i , A_e e $A_{m \ln}$ correspondem às áreas perpendiculares à transferência de calor, interna, externa e média logarítmica respectivamente.

Os coeficientes de convecção para o fluido contido no tanque (Equação 3 - Cengel, 1996) e para o ar atmosférico (Equação 4 - Cengel, 1996) e de radiação (Equação 5 - Kern, 1965) foram determinados recorrendo às seguintes equações:

$$h_i = \left\{ 0,6 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{[1+(0,559/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2 \times \left\{ \frac{k}{L} \right\} \quad (3)$$

$$h_e = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra^{1/6}}{[1+(0,492/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2 \times \left\{ \frac{k}{L} \right\} \quad (4)$$

$$h_r = \frac{0,173\varepsilon((T_{1,abs}/100)^4 - (T_{2,abs}/100)^4)}{T_{1,abs} - T_{2,abs}} \times 5,6785 \quad (5)$$

onde Ra é o número de Rayleigh, Pr é o número de Prandtl, k corresponde à condutividade térmica do fluido e L é a dimensão característica, $T_{1,abs}$ e $T_{2,abs}$ correspondem às temperaturas absolutas (°R) entre os meios que estão a trocar radiação e ε corresponde à emissividade do material que emite radiação.

Assim sendo fica determinado o calor perdido para a atmosfera pelo tanque.

Etapa 2

A segunda etapa do cálculo baseia-se no princípio que, em estado estacionário e para manter uma determinada temperatura no tanque, o calor perdido para a atmosfera terá de ser igual ao calor cedido pelo fluido de aquecimento (vapor), assim, e de um modo semelhante ao descrito anteriormente, o calor cedido pelo vapor pode ser caracterizado pela Equação 1 e o termo UA determinado com recurso à Equação 6

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_c A_{si}} + \frac{1}{r_w A_{si}} + \frac{\Delta x}{k A_{m \ln}} + \frac{1}{r_w A_{se}} + \frac{1}{h_e A_{se}} \quad (6)$$

em que h_c corresponde ao coeficiente de condensação do vapor estimado recorrendo à Equação 7, r_w corresponde ao coeficiente de *fouling*, A_{si} corresponde à área interna da serpentina e A_{se} à área externa da serpentina (Cengel, 1996).

$$h_c = 0,555 \left\{ \frac{\rho_l (\rho_l - \rho_v) g k_l^3}{\mu_l (T_{sat} - T_w) D_i} \left[h_{fg} + \frac{3}{8} c_{pl} (T_{sat} - T_w) \right] \right\}^{1/4} \quad (7)$$

Na equação anterior ρ_l e ρ_v correspondem à massa volúmica do líquido e vapor respectivamente, g corresponde à aceleração da gravidade, k_l , μ_l e c_{pl} à condutividade térmica, viscosidade e capacidade calorífica a pressão constante do líquido respectivamente, D_i corresponde ao diâmetro da tubagem e T_{sat} e T_w correspondem respectivamente à temperatura e saturação do vapor e à temperatura da parede interna da tubagem.

O processo descrito anteriormente permite determinar o valor de A_{si} e A_{se} e verificar se uma serpentina existente permite a que a conservação de temperatura ocorra, de outro modo com os valores de A_{si} e A_{se} torna-se possível dimensionar novas serpentinas.

Dimensionamento de novas serpentinas

Como foi referido, com a determinação dos valores de A_{si} e A_{se} torna-se possível dimensionar novas serpentinas.

O dimensionamento dessas serpentinas baseia-se no ajustamento das áreas aos valores requeridos.

No que diz respeito ao calor que passa através da serpentina este pode ser dividido em duas partes, a parte correspondente ao calor transferido pelo tubo contido no intervalo das alhetas e a parte correspondente ao calor transferido através das alhetas.

O calor transferido através do tubo contido no intervalo das alhetas obedece à seguinte expressão

$$Q = h_e A_{no\ fin} \Delta T \quad (8)$$

com $A_{no\ fin}$ a corresponder à porção de serpentina sem alhetas.

Já o calor transferido através das alhetas pode ser definido através da expressão

$$Q = \eta h_e A_{fin} \Delta T \quad (9)$$

Onde η corresponde ao factor de eficiência (Figura 16) e A_{fin} corresponde à área da serpentina alhetada.

Deste modo estabelece-se a Equação 10 que permite o dimensionamento das serpentinas

$$A_{se} = (A_{no\ fin} + \eta A_{fin}) \quad [10]$$

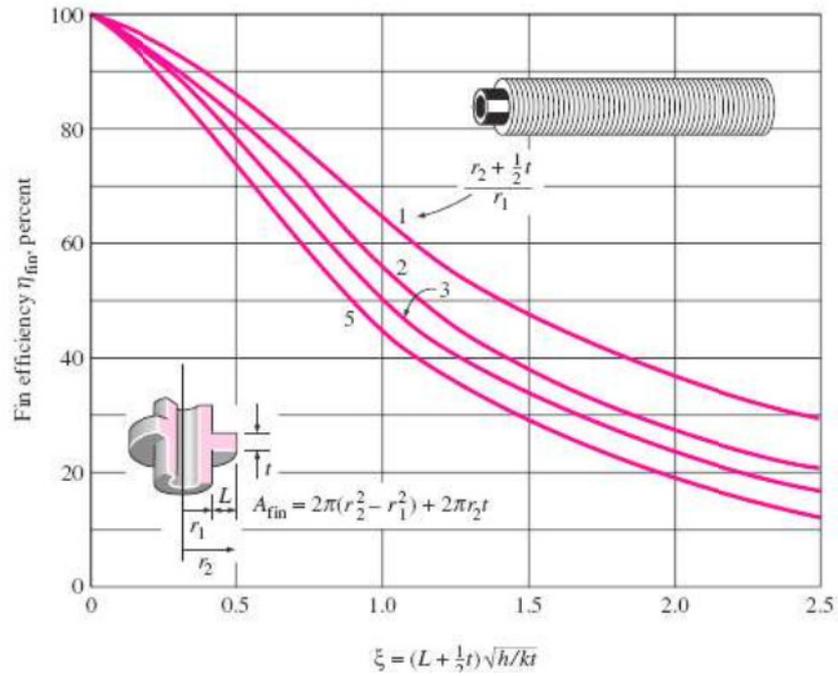
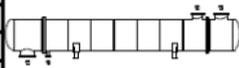


Figura 16 - Factor de eficiência de alhetas (Cengel,1996).

Anexo V – Folha de especificação dos condensadores dimensionados.

Heat Exchanger Specification Sheet

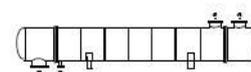
Heat Exchanger Specification Sheet												
Condensador CT1												
Size	0,776 / 4,877 m		Type	BEM		Hor	Connected in		1 parallel 1 series			
Surf/unit(eff.)	134,5 m ²		Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	134,5 m ²					
PERFORMANCE OF ONE UNIT												
Fluid allocation				Shell Side			Tube Side					
Fluid name				Steam			Water					
Fluid quantity, Total	kg/h			12000			584691					
Vapor (In/Out)	kg/h			12000			0					
Liquid	kg/h			0			12000					
Noncondensable	kg/h			0			0					
Temperature (In/Out)	C			165			126,99					
Dew / Bubble point	C			128,59			128,35					
Density (Vap / Liq)	kg/m ³			1,29 /			/ 889,84					
Viscosity	mPa*s			0,015 /			/ 0,2162					
Molecular wt, Vap				18,02								
Molecular wt, NC												
Specific heat	kJ/(kg*K)			1,92 /			/ 4,79					
Thermal conductivity	W/(m*K)			0,0305 /			/ 0,6847					
Latent heat	kJ/kg			2185,4								
Pressure	bar			2,6			2,6					
Velocity	m/s			21,05			1,97					
Pressure drop, allow./calc.	bar			0,20684			0,04191					
Fouling resist. (min)	m ² *K/W			0,00009			0,00067					
Heat exchanged	7543,7 kW			MTD corrected			101,8 C					
Transfer rate, Service	551			Dirty			942,2					
				Clean			3283,5 W/(m ² *K)					
CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch					
	Shell Side			Tube Side								
Design/Test pressure	bar			3,5 / Code						5 / Code		
Design temperature	C			175						130		
Number passes per shell				1						1		
Corrosion allowance	m			0,0032						0,0032		
Connections	In			m						0,3 / -		
	Out									0,4 / -		
Size/rating	Nominal			0,065 / -						0,35 / -		
	Intermediate			/ -						/ -		
Tube No.	470			OD 0,01ϵ						Tks- Avg 0,002 m		
Tube type	Plain			Material			Carbon Steel					
Shell	Carbon Steel			ID 0,776			OD 0,8 m					
Channel or bonnet	Carbon Steel			Shell cover			-					
Tubesheet-stationary	Carbon Steel			Channel cover			-					
Floating head cover	-			Tubesheet-floating			-					
				Impingement protection			None					
Baffle-crossing	Carbon Steel			Type			Single segment: Cut(%d) 39,37 V					
Baffle-long	-			Seal type			Spacing: c/c 0,685 m					
Supports-tube	-			U-bend			Type					
Bypass seal	-			Tube-tubesheet joint			Exp.					
Expansion joint	-			Type								
RhoV2-Inlet nozzle	2011			Bundle entrance			326					
				Bundle exit			3 kg/(m ³)					
Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe			Tube Side			Flat Metal Jacket Fibe					
Floating head	-											
Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class			R - refinery service					
Weight/Shell	4498,2			Filled with water			7202,5					
				Bundle			2499,8 kg					
Remarks	Preço: 26 157 €											

Heat Exchanger Specification Sheet

Condensador CT2											
Size	0,901 / 4,877 m		Type	BEM		Hor	Connected in		1 parallel	1 series	
Surf/unit(eff.)	182,6 m ²		Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)			182,6	m ²	
PERFORMANCE OF ONE UNIT											
Fluid allocation			Shell Side				Tube Side				
Fluid name			Steam				Water				
Fluid quantity, Total			kg/h				16000				
Vapor (In/Out)			kg/h				16000				
Liquid			kg/h				0				
Noncondensable			kg/h				0				
Temperature (In/Out)			C				165				
Dew / Bubble point			C				126,99				
Density (Vap / Liq)			kg/m ³				1,29 / 889,98				
Viscosity			mPa*s				0,015 / 0,2164				
Molecular wt, Vap							18,02				
Molecular wt, NC											
Specific heat			kJ/(kg*K)				1,92 / 4,79				
Thermal conductivity			W/(m*K)				0,0305 / 0,6847				
Latent heat			kJ/kg				2185,4				
Pressure			bar				2,6				
Velocity			m/s				19,88				
Pressure drop, allow./calc.			bar				0,20684				
Fouling resist. (min)			m ² *K/W				0,00009				
Heat exchanged			10058,3 kW				MTD corrected				
Transfer rate, Service			541,4 Dirty				941 Clean				
							3270 W/(m ² *K)				
CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch	
Design/Test pressure			bar				3,5 / Code				
Design temperature			C				175				
Number passes per shell							1				
Corrosion allowance			m				0,0032				
Connections			In m				0,35 / -				
Size/rating			Out				0,065 / -				
Nominal			Intermediate				/ -				
Tube No.	639	OD	0,01€	Tks- Avg	0,002	in	Length	4,8768 m	Pitch	0,0318 m	
Tube type	Plain		Material		Carbon Steel		Tube pattern		30		
Shell	Carbon Steel		ID	0,901	OD	0,925	m	Shell cover	-		
Channel or bonnet	Carbon Steel		Channel cover		-		Tubesheet-floating		-		
Floating head cover	-		Impingement protection		None						
Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segment:		Cut(%d)	40,84 V	Spacing: c/c	0,685	m		
Baffle-long	-		Seal type				Inlet	0,6744	m		
Supports-tube	U-bend		Type								
Bypass seal	-		Tube-tubesheet joint		Exp.						
Expansion joint	-		Type								
RhoV2-Inlet nozzle	1963	Bundle entrance	324		Bundle exit	6	kg/(m ²)				
Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe						
Floating head	-										
Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service						
Weight/Shell	5806,2	Filled with water	9510,1		Bundle		3419,5		kg		
Remarks	Preço: 32 947 €										

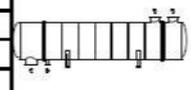
Heat Exchanger Specification Sheet

Condensador CT3										
Size	0,776 / 4,877 m		Type	BEM		Hor	Connected in		2 parallel	1 series
Surf/unit(eff.)	269 m ²		Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)			134,5	m ²
PERFORMANCE OF ONE UNIT										
Fluid allocation			Shell Side				Tube Side			
Fluid name			Steam				Water			
Fluid quantity, Total			24000				1169383			
Vapor (In/Out)			24000		0		0		0	
Liquid			0		24000		1169383		1169383	
Noncondensable			0				0			
Temperature (In/Out)			165		126,99		21		33	
Dew / Bubble point			128,59		128,35					
Density (Vap / Liq)			1,29 /		/ 889,84		/ 997,9		/ 986,3	
Viscosity			0,015 /		/ 0,2162		/ 0,9983		/ 0,7704	
Molecular wt, Vap			18,02							
Molecular wt, NC										
Specific heat			1,92 /		/ 4,79		/ 3,83		/ 3,91	
Thermal conductivity			0,0305 /		/ 0,6847		/ 0,6006		/ 0,6171	
Latent heat			2185,4							
Pressure			2,6		2,6		4,0		3,8	
Velocity			21,05				1,97			
Pressure drop, allow./calc.			0,20684		0,04191		0,20684		0,18312	
Fouling resist. (min)			0,00009				0,00067			
Heat exchanged			15087,5		kW		MTD corrected		101,8 C	
Transfer rate, Service			551		Dirty		942,2		Clean	
									3283,5 W/(m ² *K)	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL										
			Shell Side				Tube Side			
Design/Test pressure			3,5 / Code		5 / Code					
Design temperature			175		130					
Number passes per shell			1		1					
Corrosion allowance			0,0032		0,0032					
Connections			In		0,3 / -		0,4 / -			
Size/rating			Out		0,065 / -		0,35 / -			
Nominal			Intermediate		/ -		/ -			
Tube No.			470		OD 0,019		Tks- Avg 0,002		m	
Tube type			Plain		Material		Carbon Steel		Tube pattern 30	
Shell			Carbon Steel		ID 0,776		OD 0,8		m	
Channel or bonnet			Carbon Steel		Shell cover		-			
Tubesheet-stationary			Carbon Steel		Channel cover		-			
Floating head cover			-		Tubesheet-floating		-			
					Impingement protection		None			
Baffle-crossing			Carbon Steel		Type		Single segment: Cut(%d) 39,37 V		Spacing: c/c 0,685 m	
Baffle-long			-		Seal type				Inlet 0,6784 m	
Supports-tube			U-bend		Type					
Bypass seal			-		Tube-tubesheet joint		Exp.			
Expansion joint			-		Type					
RhoV2-Inlet nozzle			2011		Bundle entrance		326		Bundle exit 3 kg/(m ²)	
Gaskets - Shell side			Flat Metal Jacket Fibe		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe			
Floating head			-							
Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service			
Weight/Shell			4498,2		Filled with water		7202,5		Bundle 2499,8 kg	
Remarks			Preço: 52 314 €							



Heat Exchanger Specification Sheet

Condensador CT4									
Size	0,901 / 4,8768 m	Type	BEM	Hor	Connected in	2	parallel	1	series
Surf/unit(eff.)	365,1 m ²	Shells/unit	2	Surf/shell (eff.)		182,6	m ²		
PERFORMANCE OF ONE UNIT									
Fluid allocation		Shell Side			Tube Side				
Fluid name		Steam			Water				
Fluid quantity, Total		32000			1559177				
Vapor (In/Out)		kg/h			kg/h				
Liquid		kg/h			kg/h				
Noncondensable		kg/h			kg/h				
Temperature (In/Out)		C			C				
Dew / Bubble point		C			C				
Density (Vap / Liq)		kg/m ³			kg/m ³				
Viscosity		mPa*s			mPa*s				
Molecular wt, Vap		18,02							
Molecular wt, NC									
Specific heat		kJ/(kg*K)			kJ/(kg*K)				
Thermal conductivity		W/(m*K)			W/(m*K)				
Latent heat		kJ/kg			kJ/kg				
Pressure		bar			bar				
Velocity		m/s			m/s				
Pressure drop, allow./calc.		bar			bar				
Fouling resist. (min)		m ² *K/W			m ² *K/W				
Heat exchanged		20116,7 kW			MTD corrected 101,76 C				
Transfer rate, Service		541,4 Dirty			941 Clean 3270 W/(m ² *K)				
CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
Design/Test pressure		bar			bar				
Design temperature		C			C				
Number passes per shell		1			1				
Corrosion allowance		m			m				
Connections		In m			Out m				
Size/rating		Nominal			Intermediate				
Tube No.		639			OD 0,019 Tks- Avg 0,002 in Length 4,8768 m Pitch 0,0318 m				
Tube type		Plain			Material Carbon Steel Tube pattern 30				
Shell		Carbon Steel			ID 0,901 OD 0,925 m Shell cover -				
Channel or bonnet		Carbon Steel			Channel cover -				
Tubesheet-stationary		Carbon Steel			Tubesheet-floating -				
Floating head cover		-			Impingement protection None				
Baffle-crossing		Carbon Steel			Type Single segment: Cut(%d) 40,84 V Spacing: c/c 0,685 m				
Baffle-long		-			Seal type Inlet 0,6744 m				
Supports-tube		-			U-bend Type				
Bypass seal		-			Tube-tubesheet joint Exp.				
Expansion joint		-			Type				
RhoV2-Inlet nozzle		1963			Bundle entrance 324 Bundle exit 6 kg/(m ²)				
Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe			Tube Side Flat Metal Jacket Fibe				
Floating head		-							
Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class R - refinery service				
Weight/Shell		5806,2			Filled with water 9510,1 Bundle 3419,5 kg				
Remarks		Preço: 65 894 €							



Anexo V² – Análise económica.

A análise económica aos equipamentos dimensionados foi baseada nos pressupostos encontrados em Peters e Timmerhaus (1991).

Custos de investimento

Os custos de investimento totais foram apurados da seguinte maneira:

Os custos directos totais foram contabilizados através da soma dos custos associados à aquisição de equipamentos e instalação dos mesmos (custos de instalação estimados em 25 % dos custos de aquisição de equipamentos).

No que diz respeito aos custos indirectos totais estes foram estimados contabilizando os custos com engenharia e supervisão (estimados em 8 % dos custos directos totais), comissões (5 % dos custos directos totais), contingências (8 % dos custos directos e indirectos totais) e despesas de construção (7 % dos custos directos totais).

Com a determinação dos custos directos e indirectos totais torna-se possível estimar as necessidades de investimento fixo (custos directos totais + custos indirectos totais), as necessidades de investimento circulante (estimados em 15 % do investimento total) e as necessidades de investimento totais (necessidades de investimento circulante + necessidades de investimento fixo).

Custos de Produção

Os custos totais de produção foram determinados através da contabilização dos custos de produção directos e indirectos bem como dos custos transversais da fábrica.

Os custos de produção directos determinam-se através dos encargos com as matérias-primas/utilidades, custos com a mão-de-obra (15 % dos custos totais anuais de produção), encargos com a supervisão (15 % dos custos com a mão-de-obra), manutenção e reparação (3 % dos custos de aquisição do equipamento) e materiais de apoio à produção (15 % dos custos de manutenção e reparação).

Já os custos de produção indirectos contabilizam a depreciação dos equipamentos (estimados em 10 % das necessidades de investimento fixo) e seguros (1 % das necessidades de investimento fixo).

Os custos transversais à fábrica, como despesas administrativas e com distribuição de utilidades por exemplo, foram estimados em 35 % dos encargos com manutenção e reparação, mão-de-obra e supervisão.

Período de Retorno

O período de retorno é determinado através do cálculo do lucro bruto (Economia proveniente do uso do equipamento em termos de recuperação do vapor/água menos os custos de operação), seguido do cálculo do lucro líquido (assumindo taxa de 22,5 %).

Finalmente o período de retorno do investimento é determinado através do quociente entre o investimento total e a soma do lucro líquido mais a depreciação dos equipamentos.

Tabela 19. Mapa de investimentos.

Descrição	E-6301 A/B	E-6302 A	E-6302 B	E-6303 A	E-6303 B	E-6304 A/B	CT1	CT2	CT3	CT4
Custos Directos de Investimento										
Aquisição equipamento (€)	8143	10857	11000	15143	14786	15214	26157	32947	52314	65894
Instalação do equipamento (€)	2036	2714	2750	3785	3697	3804	6539	8237	13079	16474
Custos Directos Totais (€)	10179	13571	13750	18929	18482	19018	32696	41184	65393	82368
Custos Indirectos de Investimento										
Engenharia e supervisão (€)	814	1086	1100	1514	1479	1521	2616	3295	5231	6589
Despesas de construção (€)	713	950	963	1325	1294	1331	2289	2883	4577	5766
Comissões (€)	509	679	688	946	924	951	1635	2059	3270	4118
Contingências (€)	1048	1397	1416	1949	1903	1958	3366	4240	6733	8480
Custos Indirectos Totais (€)	2921	9894	3946	5432	5304	5457	9382	11818	18765	23636
Investimento em Capital Fixo (€)	13100	17466	17696	24361	23786	24475	42079	53002	84157	106003
Investimento em Capital Circulante (€)	2312	3082	3123	4299	4198	4319	7426	9353	14851	18707
Investimento Total (€)	15411	20548	20818	28660	27984	28794	49504	62355	99009	124710

Tabela 20. Encargos de operação anuais.

Descrição	E-6301 A/B	E-6302 A	E-6302 B	E-6303 A	E-6303 B	E-6304 A/B	CT1	CT2	CT3	CT4
Custos Directos de operação										
Matéria-prima / utilidades (€/ano)	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	176584	200076	207907	208690
Mão-de-obra (€/ano)	51	68	69	95	93	95	32173	36474	38014	38241
Supervisão (€/ano)	8	10	10	14	14	14	4826	5471	5702	5736
Manutenção e reparação (€/ano)	244	326	330	454	444	456	785	988	1569	1977
Materiais de apoio a produção (€/ano)	37	49	50	68	67	69	118	148	235	297
Custos Directos Totais (€/ano)	340	453	459	631	617	634	214485	243157	253428	254940
Custos Indirectos de operação										
Depreciação de equipamentos (€/ano)	1310	1747	1770	2436	2378	2448	4208	5300	8416	10600
Seguros (€/ano)	131	175	177	244	238	245	421	530	842	1060
Custos Indirectos Totais (€/ano)	1441	1921	1947	2680	2617	2692	4629	5830	9257	11660
Custos Transversais à Fábrica										
Custos Transversais à Fábrica (€/ano)	106	141	143	197	193	198	13224	15027	15850	16084
Custos de operação Totais (€/ano)	1887	2515	2548	3508	3425	3525	232337	264014	278535	282684

Tabela 21. Retorno do investimento.

Descrição	E-6301 A/B	E-6302 A	E-6302 B	E-6303 A	E-6303 B	E-6304 A/B	CT1	CT2	CT3	CT4
Lucro bruto (€/ano)	60637	117658	117233	154679	155105	137233	---	---	---	---
Lucro bruto - água bruta (€/ano)	---	---	---	---	---	---	-193076	-219544	-232318	-236312
Lucro bruto - água desmineralizada (€/ano)	---	---	---	---	---	---	-57752	-89429	-103950	-108099
Lucro bruto - água desgaseificada (€/ano)	---	---	---	---	---	---	261347	229670	215149	211000
Lucro líquido (€/ano)	46994	91185	90856	119877	120206	106355	---	---	---	---
Lucro líquido - água bruta (€/ano)	---	---	---	---	---	---	-149634	-170147	-180047	-183142
Lucro líquido - água desmineralizada (€/ano)	---	---	---	---	---	---	-4478	-69307	-80561	-83776
Lucro líquido - água desgaseificada (€/ano)	---	---	---	---	---	---	202544	177994	166741	163525
Tempo de Retorno (anos)	0,32	0,22	0,22	0,23	0,23	0,26	---	---	---	---
Tempo de Retorno - água bruta (anos)	---	---	---	---	---	---	n.e.	n.e.	n.e.	n.e.
Tempo de Retorno - água desmineralizada (anos)	---	---	---	---	---	---	n.e.	n.e.	n.e.	n.e.
Tempo de Retorno - água desgaseificada (anos)	---	---	---	---	---	---	0,24	0,34	0,57	0,72