

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA



Integração Energética
Unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos
Refinaria de Matosinhos

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química
Ramo Optimização Energética na Indústria Química
Dezembro 2009

Integração Energética
Unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos
Refinaria de Matosinhos

Galp Energia S. A. – Refinaria de Matosinhos – Fábrica de Aromáticos

Raul Filipe Amorim de Abreu 1940428

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química
Ramo Optimização Energética na Indústria Química

Orientador ISEP:	Doutor Gilberto Pinto
Co-orientadora ISEP:	Doutora Luísa Nogueira
Orientadora GALP:	Eng. ^a Maria do Céu Barros
Co-orientadora GALP:	Eng. ^a Ana Rita Marques



Dezembro de 2009

“Dedico este trabalho à minha filha Beatriz Costa de Abreu”

Esta publicação não pode ser reproduzida nem transmitida, no todo ou em parte, por qualquer processo aleatório, mecânico, fotocópia, gravação ou outros, sem prévia autorização escrita do autor.

Agradecimentos

Este trabalho não poderia ser desenvolvido sem a ajuda de algumas pessoas, as quais deixo aqui os meus sinceros agradecimentos:

Ao Doutor Gilberto Pinto (Orientador ISEP) e Doutora Luísa Nogueira (Co-orientadora ISEP) pela orientação, aconselhamento, dedicação e disponibilidade que demonstraram ao longo de todo o trabalho, permitindo assim desenvolver este projecto. Foram essenciais para concluir este projecto com sucesso.

À Eng.^a Maria do Céu Barros (Orientadora GALP) e Eng.^a Ana Rita Marques (Co-orientadora GALP) pela orientação e apoio demonstrado ao longo de todo o trabalho.

Ao Eng.^o Fernando Lopes (GALP) pela oportunidade que me concedeu em poder desenvolver este trabalho na Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos.

Aos colaboradores da Sala de Controlo da Fábrica de Aromáticos pelo apoio concedido e disponibilidade para ajuda quando necessário.

Aos Amigos e Colegas de Curso pelo apoio, incentivo e ajuda demonstrado.

Ao meu pai, José Maria da Silva Pinto de Abreu, mãe Maria das Dores Amorim Santa Marta de Abreu e irmã Maria de La Salette Amorim de Abreu pelo apoio dado e incentivo para desenvolver este trabalho.

Um agradecimento especial à minha esposa Lúcia da Conceição Pacheco Costa e filha Beatriz Costa de Abreu pelo apoio que me deram, sem o qual não seria possível desenvolver este projecto.

A todos o meu sincero muito obrigado.

Resumo

Esta Tese/Dissertação tem como objectivo efectuar uma Integração Energética nas Unidades U0300 e U0400 da Fábrica de Aromáticos na Refinaria de Matosinhos.

Utilizou-se o software de integração energética *HINT* para obtenção da Rede de Permutadores de Calor (RPC) através da metodologia do Ponto de Estrangulamento “*Pinch*”, e o simulador *ASPEN* para verificar não só o comportamento térmico de vários equipamentos de permuta, mas também para estudar a possibilidade de incorporação de novos equipamentos de permuta.

No caso em estudo, para as unidades 0300 e 0400 da FAR, obtiveram-se os seguintes indicadores para um $\Delta T_{\min} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$:

Temperatura de *Pinch* (PE): 133 $^\circ\text{C}$

Min. Utilidades Quentes: 1235 kW

Min. Utilidades Frias: 57420 kW

PE (referente a uma corrente fria), PE_{FT} , : 118 $^\circ\text{C}$

PE (referente a uma corrente quente), PE_{QT} , : 148 $^\circ\text{C}$

Foram traçadas duas RPC's, uma segundo os procedimentos normais de integração energética (RPC n.º 1), e uma segunda tendo como objectivo o máximo aproveitamento energético da corrente n.º 24 (RPC n.º 2).

Pela análise da RPC n.º 1, verifica-se que:

23 Permutadores de calor apenas permutam com utilidades frias (ar ambiente ou água de arrefecimento).

5 Permutadores de calor apenas permutam com utilidades quentes (vapor de média pressão (VMP)).

Na zona acima do *Pinch* podem ocorrer 14 novas ligações.

Na zona abaixo do *Pinch* podem ocorrer 4 novas ligações.

Na totalidade existiriam 46 permutadores de calor teóricos, mas como as correntes estão divididas como fase gasosa e fase líquida independente, o mesmo permutador de calor em alguns casos pode ser utilizado contemplando a mistura líquido-vapor, daí traduzindo-se numa redução dos permutadores necessários.

Foi elaborada a RPC n.º 2 com vista ao aproveitamento máximo da corrente n.º 24 (saída E0471) tendo-se verificado que apenas 3 correntes podem permutar com a corrente n.º 24. As correntes possíveis para permuta são a corrente fria n.º 17, a corrente fria n.º 29 e a corrente fria n.º 33, com esta alternativa o número de permutadores necessários aumentam em duas unidades.

A partir de uma análise às redes tentou-se chegar a redução energética efectuando pequenas alterações processuais mas de impacto significativo na factura energética final.

Através da introdução de um Permutador de Calor E1, onde a corrente quente n.º 24 (E0471 C8's+ Hidrogénio) cede calor à corrente fria n.º 33 (E0405 C8's), consegue-se reduzir o consumo energético na fornalha H0402 em 1047 kW, obtendo-se uma redução anual do consumo de Fuel-óleo de 742 toneladas, ou seja, uma poupança anual de 159 k€. Para este investimento proposto estima-se uma VAL de 929 k€ e uma TIR de 385 %.

Palavras-chave (Tema): Energia, Permutadores de Calor, Integração.

Palavras-chave (Tecnologias): ASPEN, HINT, PINCH.

Abstract

The aim of this Thesis / Dissertation is to make an Energy Integration of units U0300 and U0400 to Aromatics Plant in Matosinhos Refinery.

We used the HINT software to obtain the network of heat exchangers using the methodology of PINCH and the ASPEN simulator to verify the thermal performance of various equipments of heat exchanger, and study the possibility of the incorporating new equipment.

In this study, we obtained the following indicators for a $\Delta T_{min} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$:

Pinch temperature (PE): $133 \text{ }^\circ\text{C}$

Min. Hot Utilities: 1235 kW

Min. Cold Utilities: 57420 kW

PE (referring to a cold chain), PE_{FT} , : $118 \text{ }^\circ\text{C}$

PE (referring to a hot chain), PE_{QT} , : $148 \text{ }^\circ\text{C}$

We made two RPC (network of heat exchangers).

In the RPC N. 1, we obtain:

23 Heat exchangers only exchange with cold utilities (air or water-cooling).

5 Heat exchangers only exchange with hot utilities (steam, medium pressure (PMV)).

Above the Pinch may occur 14 new links.

In the area below the Pinch may occur 4 new links.

In total, there are 46 heat exchangers theoretical.

It developed a second network (RPC N. 2) for the maximum use of the current 24 (E0471) it was found that only three chains could exchange with the current No. 24. The currents that are possible exchange with current n. 24 are the current n. 17, current n. 29 and current n. 33, with this alternative the number of exchangers are rising in two units.

The analysis of the network tried is making an energy reduction by make small process changes, but with an impact on the final energy balance.

With the introduction of a heat exchanger E1 is possible a reduction in consumption of Fuel-oil in the order of 742 tonnes, resulting in savings of 159 thousands euros. For this investments estimated a VAL=929 k€ and a TIR=385 %.

Key Words (Theme): Energy, Heat Exchanger, Integration.

Key Words (Technologies): *ASPEN, HINT, PINCH.*

Índice Sistemático

1. Introdução	1
1.1. Refinaria de Matosinhos.....	2
1.1.1. Localização e Envolvente.....	3
1.1.2. Historial da Refinaria de Matosinhos.....	3
1.1.3. Descrição dos Processos.....	4
1.2. Descrição da Fábrica de Aromáticos	5
1.3. Unidade Parex-Isomar	7
2. Integração de Processos – Ponto de Estrangulamento (PINCH)	9
2.1. Conceitos Básicos e Metodologias	9
2.2. Aplicações.....	11
2.3. Conceitos e Fundamentos da Integração Energética (PINCH).....	12
3. Recolha de Dados	15
4. Rede de Permutadores de Calor (RPC)	22
4.1. Cascata de Calor.....	26
4.2. Software HINT.....	29
4.3. Propostas de RPCs.....	35
4.4. Número Mínimo de Unidades.....	42
4.5. Área Total de Transferência de Calor	44
4.6. Custo Total.....	47
5. Simulações em ASPEN PLUS	49
6. Proposta de Instalação de Permutador de Calor E1	52
6.1. Apresentação	52
6.2. Análise Técnica e Económica	61
6.3. Exemplo de Cálculo	62
6.4. Emissões de CO ₂	67
7. Conclusões e Sugestões para Trabalho Futuro	68
7.1. Conclusões.....	68

<i>7.2. Sugestões para trabalhos Futuro</i>	69
8. Referências bibliográficas	70
Anexos	71
<i>Anexo A – ASPEN</i>	71
<i>Anexo B – HINT</i>	71
<i>Anexo C - Orçamento Permutador de Calor E1</i>	73
<i>Anexo D – Produção vs Consumos Energéticos Unidade Parex-Isomar</i>	77

Índice de Figuras

Figura 1 – Vista aérea da Fábrica de Aromáticos (FAR).....	1
Figura 2 – Representação da Refinaria de Matosinhos	4
Figura 3 – Esquema simplificado da Fábrica de Aromáticos.....	6
Figura 4 – Esquema da unidade Parex-Isomar	8
Figura 5 – Exemplificação do ΔT_{min} [5].....	13
Figura 6 – ASPEN HYSYS – Adição dos componentes para simulação	16
Figura 7 – ASPEN HYSYS – Escolha do modelo <i>Peng-Robinson</i>	17
Figura 8 – ASPEN HYSYS – Ambiente de Simulação	17
Figura 9 – ASPEN HYSYS – Condições de Simulação	18
Figura 10 – ASPEN HYSYS – Composição da Corrente	18
Figura 11 – ASPEN HYSYS – Obtenção das propriedades físicas da corrente	19
Figura 12 – Curvas Compostas Globais.....	29
Figura 13 – Grande Curva Composta.....	30
Figura 14 – <i>Targets</i> de Energia vs ΔT_{min}	31
Figura 15 – <i>Pinch</i> (PE) vs ΔT_{min}	32
Figura 16 – Número Mínimo de Permutadores de Calor vs ΔT_{min}	33
Figura 17 – Estimativa de Custos de Produção vs ΔT_{min}	34
Figura 18 – RPC n.º 1 - Primeira alternativa	37
Figura 19 – RPC n.º2 – Aproveitamento energético corrente n.º 24	40
Figura 20 – Representação de Utilidades Quentes e Permutadores de Calor.....	41
Figura 21 – Representação de Utilidade Fria	41
Figura 22 – Simulação ASPEN – E0302	49
Figura 23 – Simulação ASPEN – E0310	50
Figura 24 – Simulação ASPEN – E0405	51
Figura 25 – Integração Energética proposta – Localização do Permutador E1	53
Figura 26 – Caracterização das correntes intervenientes	54
Figura 27 – Caracterização pormenorizada das correntes intervenientes	55
Figura 28 – Caracterização das correntes do E0405	55
Figura 29 – Balanço Mássico e Energético ao E0405.....	56
Figura 30 – Detalhes técnicos do permutador de calor E0405.....	56
Figura 31 – Breve sumário do permutador de calor E0405.....	56
Figura 32 – Caracterização das correntes intervenientes do E0405.....	57
Figura 33 – Caracterização pormenorizada das correntes intervenientes no E0405.....	57
Figura 34 – Caracterização das correntes do E1	58

Figura 35 – Balanço Mássico e Energético ao E1	58
Figura 36 – Detalhes técnicos do permutador de calor E1.....	59
Figura 37 – Breve sumário do permutador de calor E1	59
Figura 38 – Caracterização das Correntes Intervenientes do E1	60
Figura 39 – Caracterização pormenorizada das Correntes Intervenientes no E1	60
Figura 40 – Propriedades Físicas das correntes n.º 33 e n.º 34	65
Figura 41 – Folha de Cálculo para Análise Energética e Económica.....	66
Figura 42 – Emissões Gasosas.....	67

Índice de Tabelas

Tabela 1 – Historial da Refinaria de Matosinhos (de 1966 a 2008) [1].....	3
Tabela 2 – Caracterização das Correntes Quentes e Frias – FAR U0300 e U0400	20
Tabela 3 – Tipo de Correntes e Tipo de Calor das unidades 0300 e 0400 da FAR.....	21
Tabela 4 – Cascata de Calor das U0300 e U0400 da FAR.....	27
Tabela 5 – Área (m ²) de cada Permutador de Calor da RPC n.º 1 e RPC n.º 2	45
Tabela 6 – Especificações do Permutador de Calor E1	52

Listas de abreviaturas, siglas, símbolos

A	Área média de um permutador de calor (m^2)
a	Constante da Lei de Custos dos permutadores de calor (€)
ARPC	Área de transferência de calor total da RPC (m^2)
b	Constante da Lei de Custos dos permutadores de calor ($€/m^2)^{0.8}$)
c	Constante da Lei de Custos dos permutadores de calor (adimensional)
CCB	Curva Composta Balanceada
CCF	Curva Composta Fria
CCQ	Curva Composta Quente
C_p	Calor específico médio ($J/(kg^\circ C)$ ou $kcal/(kg^\circ C)$)
FAR	Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos
flowsheet	Folha de Fluxos
GIC's	Grandes Instalações de Combustão
h	Coefficiente de transferência de calor ($W/(m^2^\circ C)$)
ΔH	Entalpia (kW ou $kcal/h$)
ΔH_{vap}	Entalpia de vaporização (kW/kg ou $kcal/kg$)
i	Índice que denomina o intervalo de temperaturas das correntes de processo ($^\circ C$)
i	Taxa de Rentabilidade (%)
L	Número de ciclos independentes
M	Caudal mássico (kg/h)
MC_p	Capacidade calorífica média ($kW/^\circ C$ ou $kcal/^\circ C$)
ΔMC_{pi}	Diferença entre os somatórios das capacidades calorífica media das correntes frias e da corrente quente ($kW/^\circ C$ ou $kcal/^\circ C$)
MER	Mínimo de Energia Requerida (kW ou $kcal/h$)
N	Número total de correntes de processo e utilidades

n	Período de Retorno (ano)
PC	Permutador de Calor
PDEB	Paradietilbenzeno
<i>PINCH</i>	Ponto de Estrangulamento (PE)
$Q_{F,min}$	Quantidade mínima de utilidades frias exteriores (kW ou kcal/h)
Q_i	Balanço de energia do intervalo (kW ou kcal/h)
$Q_{Q,min}$	Quantidade mínima de utilidades quentes exteriores (kW ou kcal/h)
$Q_{recuperado}$	Quantidade de calor recuperado por transferência de calor entre correntes de processo (kW ou kcal/h)
Q_{UQ}	Calor fornecido por uma utilidade quente (kW ou kcal/h)
R_{pc}	Resíduo Processual Combustível (ton)
RPC	Rede de Permutadores de Calor
ΔT	Diferença de temperaturas (°C)
$\Delta T_{\text{óptmin}}$	Diferença mínima de temperaturas óptima (°C)
T'_F	Temperatura corrigida para as correntes frias na construção da cascata de calor (°C)
T'_Q	Temperatura corrigida para as correntes quentes na construção da cascata de calor (°C)
T_f	Temperatura final (°C)
T_i	Temperatura inicial (°C)
TIR	Taxa Interna de Rentabilidade (%)
ΔT_{Imk}	Média logarítmica das temperaturas no intervalo entálpico k (°C)
ΔT_{min}	Diferença mínima de temperaturas (°C)
UF	Utilidade Fria (kW ou kcal/h)
UQ	Utilidade Quente (kW ou kcal/h)
VAL	Valor Actual Líquido (€)
VBP	Vapor de Baixa Pressão
VMP	Vapor de Média Pressão

1.Introdução

A Galp Energia S.A. é a única empresa refinadora em Portugal dispendo actualmente de uma capacidade instalada de destilação de petróleo bruto de 15,2 milhões de ton/ano de petróleo bruto, repartida por duas refinarias:

Matosinhos: 4,8 milhões ton/ano

Sines: 10,4 milhões ton/ano

A actividade destas duas refinarias, necessariamente coordenada, integrada e optimizada economicamente, assegura o abastecimento normal do mercado interno de combustíveis e produtos aromáticos, praticamente na sua totalidade, e ainda de asfaltos, óleos-base e lubrificantes, exportando ainda para a Europa, África, Estados Unidos da América e Ásia os produtos que a optimização económica do aparelho refinador determina [1].



Figura 1 – Vista aérea da Fábrica de Aromáticos (FAR)

Fonte: Foto cedida pela Departamento de Tecnologia da Refinaria de Matosinhos

1.1. Refinaria de Matosinhos

A Refinaria de Matosinhos iniciou a sua laboração em 1969 com as suas Fábricas de Combustíveis e de Óleos-base e Lubrificantes. Posteriormente, em 1981, a Fábrica de Aromáticos iniciou a sua actividade.

A Refinaria de Matosinhos ocupa um papel preponderante no aparelho Refinador Nacional, uma vez que é a única que produz especialidades, nomeadamente Aromáticos, Óleos-base e Óleos Lubrificantes. Como já referido anteriormente, tem uma capacidade instalada de processamento de petróleo bruto na ordem dos 4.8 Mton/ano, produzindo uma diversificada gama de produtos comerciais refinados, nomeadamente:

- GPL (Gases de Petróleo Liquefeito);
- Gasolinas;
- Gasóleos;
- Nafta;
- Jet;
- Petróleo;
- Fuel-óleo;
- Aromáticos,
- Solventes;
- Óleos-base;
- Parafinas;
- Betumes;
- Óleos Lubrificantes.

Actualmente a Refinaria de Matosinhos é fundamental no sistema de abastecimento de produtos petrolíferos a todo o mercado norte de Portugal, com uma localização privilegiada para o efeito, que lhe confere uma significativa vantagem económica, constituindo assim uma instalação de elevado valor estratégico [1].

1.1.1. Localização e Envolvente

A Refinaria de Matosinhos está situada junto ao litoral, entre a Boa-Nova e o Cabo do Mundo, nas freguesias de Leça da Palmeira e de Perafita, no concelho de Matosinhos, tem uma área de 290 hectares [1].

1.1.2. Historial da Refinaria de Matosinhos

A seguinte tabela representa os principais momentos de importância histórica na evolução da Refinaria de Matosinhos:

Tabela 1 – Historial da Refinaria de Matosinhos (de 1966 a 2008) [1]

Ano	Acontecimento
1966	Início do projecto de construção da Refinaria de Matosinhos, com uma capacidade de processamento de 2 Mton/ano de petróleo bruto.
1967	Início dos trabalhos de construção em Setembro de 1967.
1969	Arranque progressivo das unidades processuais em Setembro de 1969.
1970	Inauguração oficial da Refinaria de Matosinhos, a 5 de Junho de 1970.
1973	De Setembro a Dezembro de 1973 ocorreu o primeiro <i>Revamping</i> para 4,5 Mton/ano, que consistiu na transformação da unidade de viscorredução e craqueamento térmico numa nova unidade de viscorredução, tendo o equipamento, entretanto disponível, sido aproveitado para implantação de uma nova destilação atmosférica.
1975	Segundo <i>Revamping</i> através da construção de uma nova linha de tratamento de petróleo bruto.
1978 a 1982	Paragem de várias unidades de uma das linhas na sequência do choque petrolífero de 1973/1974 e posterior arranque da Refinaria de Sines, com diminuição drástica do tratamento de petróleo bruto na Refinaria de Matosinhos.
1981	Início da laboração na Fábrica de Aromáticos, com capacidade de 350 000 t/ano de Benzeno, Tolueno, Paraxileno, Ortóxileno e Solventes Aromáticos e Alifáticos.
1982	A capacidade de processamento de petróleo bruto na Refinaria passou a ser 4,5 Mton/ano.
1983	Transformação de um <i>Platforming</i> semi-regenerativo num CCR – <i>Continuous Catalyst Regeneration</i> , de forma a manter as unidades de reformação catalítica com produção adequada em qualidade e quantidade.
1984	Alterações na Fábrica de Óleos Base, no sentido de aumentar a sua capacidade de produção de 100 mil para 150 mil t/ano de óleos-base. A produção de parafinas e betumes passou de 5 mil e 30 mil para 10 mil e 130 mil t/ano, respectivamente.
1988	Reativação das unidades de <i>Unifining</i> e <i>Palatforming</i> , devido à contratação de terceiros para tratamento de petróleo bruto. <i>Revamping</i> da ETAR, em que a capacidade de tratamento aumentou de 150 para 450 m ³ /h.
1989	Alterações para permitir a alimentação da unidade de Destilação de Vácuo com Resíduo Atmosférico proveniente do exterior.
1991	Modificação das unidades de <i>Unifining</i> e <i>Palatforming</i> , no sentido de aumento da sua capacidade e redução dos consumos energéticos.
1992	Paragem do <i>Unifining</i> da linha 3000.
1992	Modificações na Parex, devido às exigências do mercado internacional relativamente à pureza e crescimento do consumo, que levaram a um aumento da produção global da Fábrica de Aromáticos para 440 mil t/ano.
1994	Modernização da unidade de destilação de Vácuo da Fábrica de Óleos-base.
1996 a 1997	Construção de Estação de Enchimento de Carros Tanque por Baixo com Unidade de Recuperação de Vapores (VRU), de uma nova unidade de Dessulfuração de Gasóleo e ainda das instalações associadas: unidade de produção de enxofre, <i>Stripper</i> de águas ácidas e <i>Revamping</i> de unidade de aminas.
1997 a 1998	Instalação de monoboia ao largo do Porto de Leixões, no sentido de aumentar a operacionalidade da Refinaria e a sua rentabilização.
2000	Construção da unidade de hidrogenação de parafinas e ceras de petróleo.
2001	Entrada em laboração de uma nova unidade de Purificação de Hidrogénio (PSA).
2004	Modernização do Parque de Resíduos.
2005	Emissão do título de emissão de Gases com Efeito de Estufa n.º 197.02
2006	Entrada em funcionamento dos novos <i>pipelines</i> de interligação da Refinaria ao Terminal Petrolífero de Leixões. Entrada em funcionamento da monobóia.
2007	Emissão da Licença Ambiental da Refinaria de Matosinhos. Entrada em funcionamento das novas bacias de tempestade da ETAR.
2008	Visita do primeiro Ministro José Sócrates para iniciar o arranque da construção das Novas Unidades de Vácuo e Visbreaker.

1.1.3. Descrição dos Processos

Para o desenvolvimento das actividades necessárias à obtenção dos vários produtos comerciais refinados, a Refinaria de Matosinhos é genericamente constituída por:

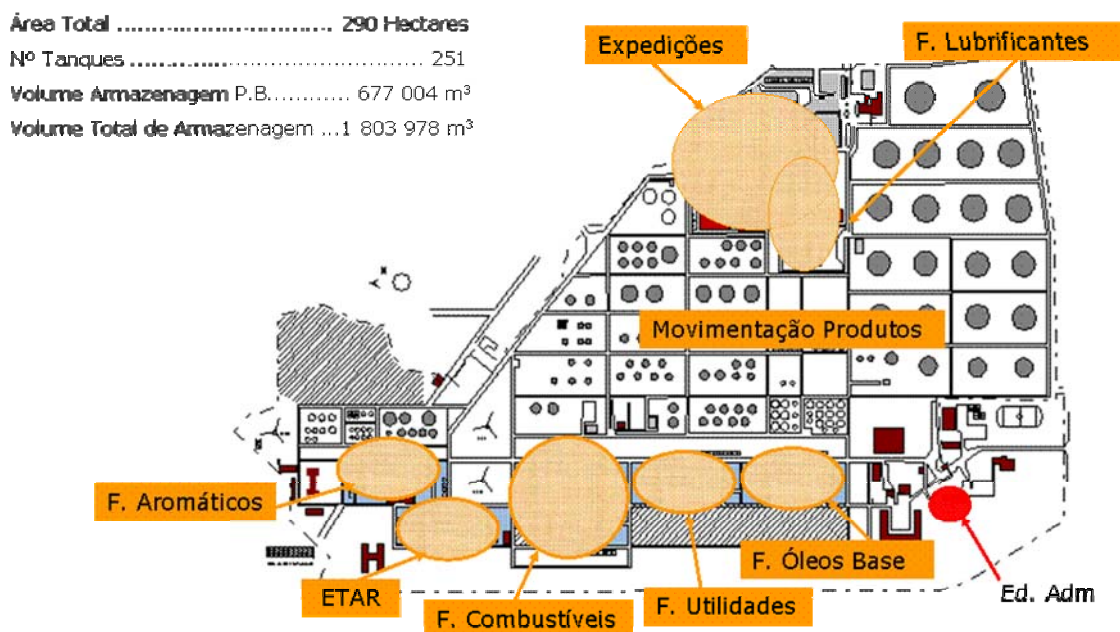


Figura 2 – Representação da Refinaria de Matosinhos

Fonte: Esquema cedido pelo Departamento de Tecnologia da Refinaria de Matosinhos

- Fábrica de Combustíveis (FCO);
- Fábrica de Aromáticos (FAR);
- Fábrica de Óleos-base (FOB);
- Fábrica de Utilidades (FUT);
- Movimentação de Produtos (MOV);
- Tratamento de Efluentes (ETAR);
- Fábrica de Lubrificantes (LUBS);
- Parque da Boa Nova.

1.2. Descrição da Fábrica de Aromáticos

A Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos iniciou a sua actividade em Maio de 1981, tendo capacidade para tratar 850 kton de matéria-prima, reformado proveniente da Fábrica de Combustíveis e da Refinaria de Sines. Produz para o mercado nacional e internacional aproximadamente 440 kton/ano de benzeno, tolueno, paraxileno, ortoxileno e solventes [2].

A Fábrica de Aromáticos é constituída pelas seguintes unidades:

Unidade 0100 – **Pré-destilação** – separa a matéria-prima em três cortes para alimentação das unidades a jusante.

Unidade 0200 – **Arosolvan** – utiliza um processo de extracção líquido-líquido, complementado com destilação, para produzir benzeno e tolueno.

Unidade 0300 – **Parex** – extrai o paraxileno de uma carga de isómeros de xilenos através de um complexo sistema de adsorção e dessorção sucessivo.

Unidade 0400 – **Isomar** – Através de reacções de isomerização restabelece o equilíbrio da mistura de xilenos, aumentando o rendimento em paraxileno, obtendo-se por destilação o ortoxileno.

Unidade 0500 – **Solventes** – dispõe de duas colunas de destilação contínuas e duas descontínuas que combinadas de várias formas tratam diversos cortes alifáticos ou aromáticos, compondo uma vasta gama de solventes de que se destacam o hexano, heptano, solvente de estamperia, C9+ tipo I, C9+ tipo II, entre outros [2].

O esquema seguinte exemplifica de uma forma simplificada o funcionamento da Fábrica de Aromáticos com a interligação das suas unidades.

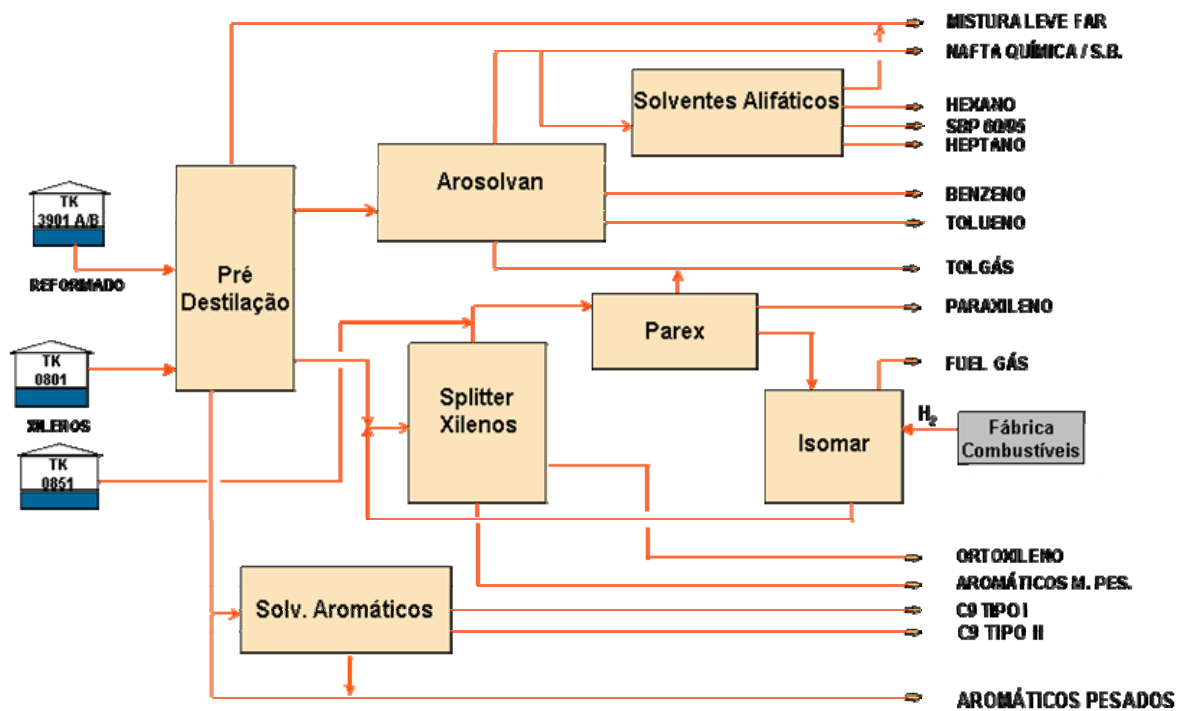
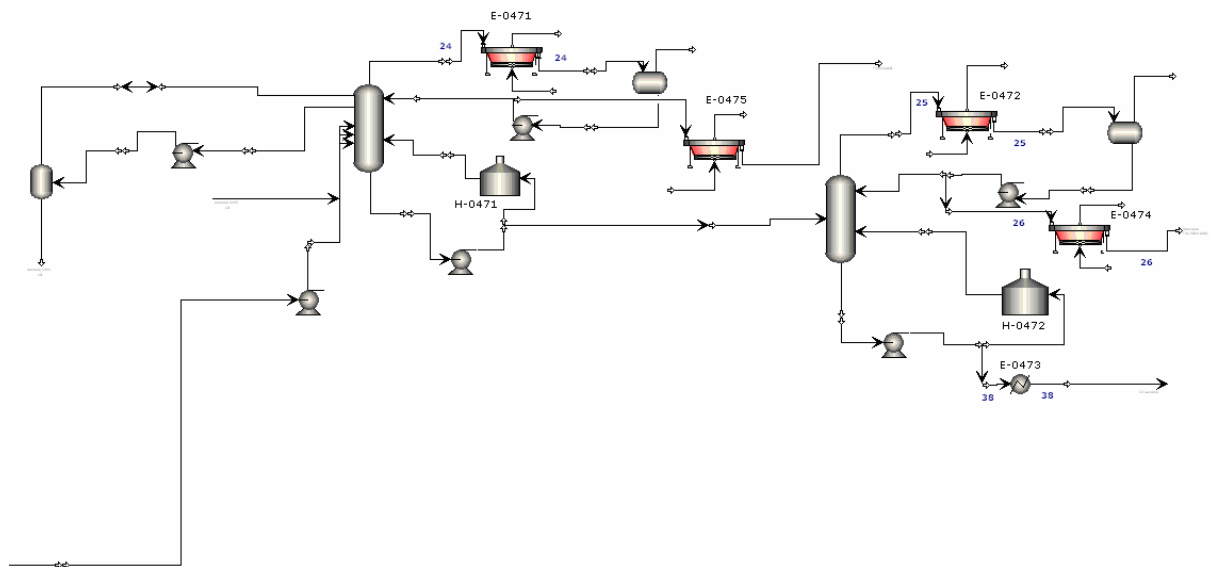
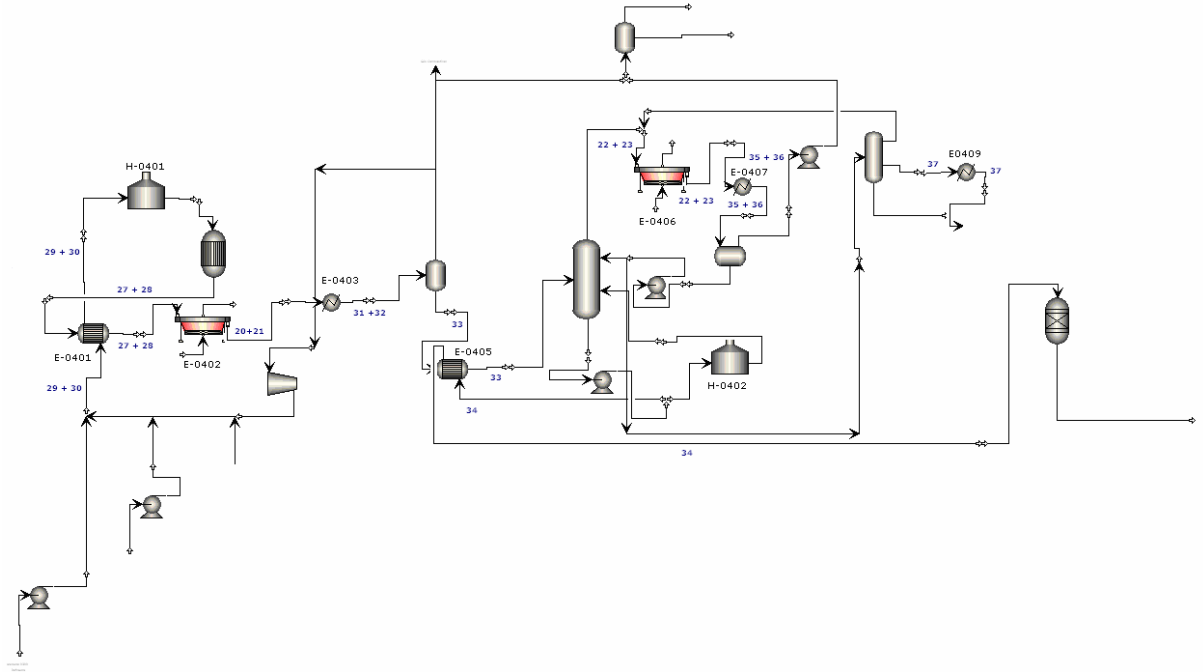


Figura 3 – Esquema simplificado da Fábrica de Aromáticos

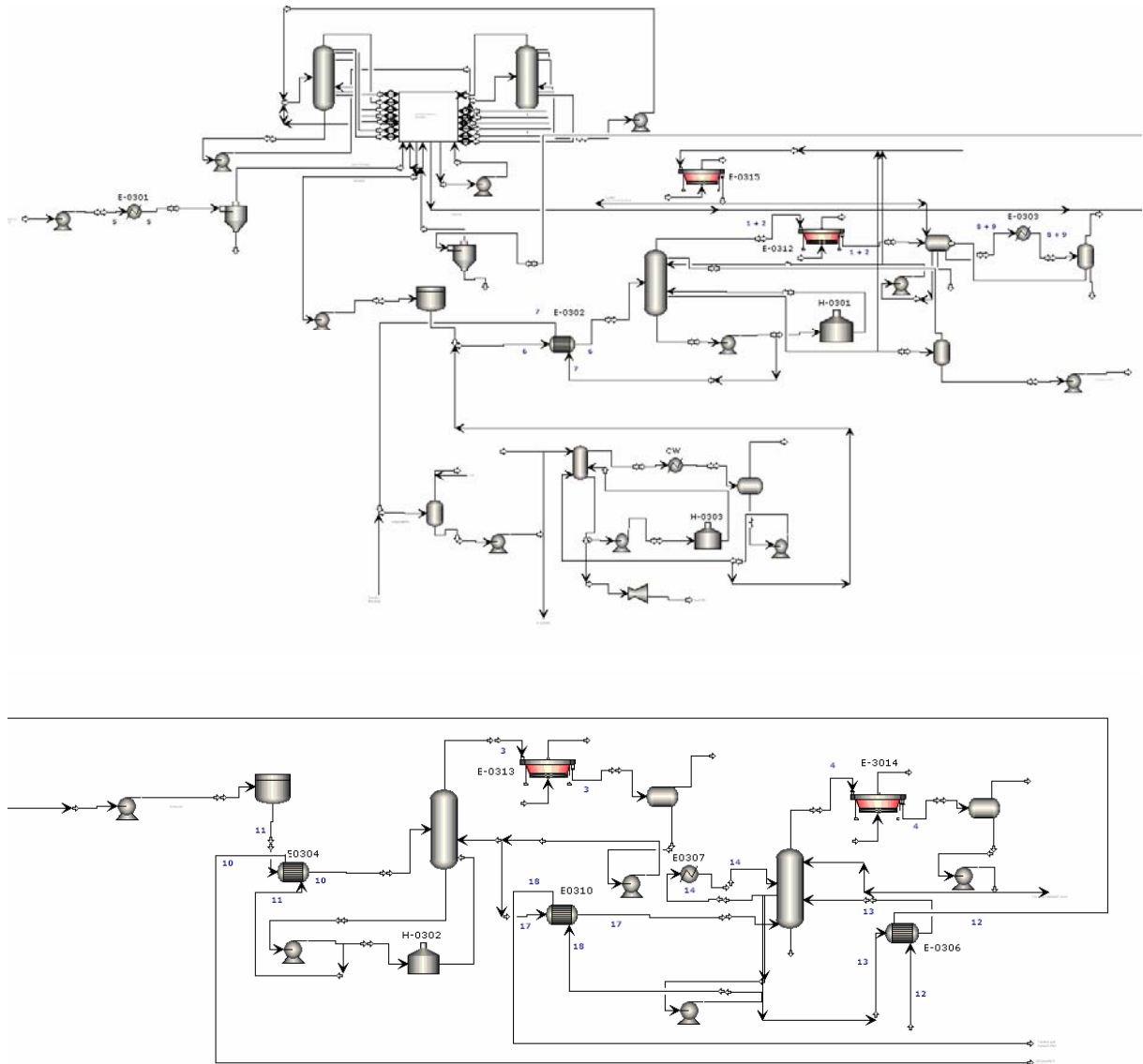
Fonte: Esquema cedido pelo Departamento de Tecnologia da Refinaria de Matosinhos

1.3. Unidade Parex-Isomar

A figura seguinte esquematiza a unidade Parex-Isomar (Unidades 0300 e 0400). Através desta figura pode ser observada a localização e correntes de ligação aos vários permutadores de calor, aeroarrefecedores e fornalhas.



Representação esquemática da U0400 (Isomar)



Representação esquemática da U0300 (Parex)

Figura 4 – Esquema da unidade Parex-Isomar

Nota: Esquema elaborado em ASPEN PLUS com base nos P&I da Unidade Parex-Isomar.

A numeração presente em cada equipamento referencia a corrente a estudar (Ver Tabela 2).

2. Integração de Processos – Ponto de Estrangulamento (*PINCH*)

2.1. Conceitos Básicos e Metodologias

A Integração Energética de Processos surgiu como tecnologia cientificamente fundamentada, associada ao conceito de Ponto de Estrangulamento (*PINCH*) em recuperação de calor. O conceito inicial foi descoberto independentemente por diferentes grupos de investigação, sendo posteriormente estendido ao meio industrial na década de 80. O contínuo desenvolvimento nesta área fez com que o conceito fosse estendido a outras áreas, por meio de analogias, por exemplo entre transferência de calor e de massa. Na Transferência de Calor a força motriz é a diferença de temperaturas, enquanto que na Transferência de Massa é a diferença de concentrações.

Uma aplicação específica deste conceito é o Ponto de Estrangulamento de Massa, que tem sido amplamente aplicado a sistemas de água de processo e aos efluentes aquosos com o intuito de minimizar os consumos de água fresca através da reutilização, da regeneração e da reciclagem. Recentemente, o conceito do Ponto de Estrangulamento do Hidrogénio foi aplicado às refinarias com o objectivo de optimização da formação/utilização de Hidrogénio dessas unidades.

O conceito de Ponto de Estrangulamento (*PINCH*) tem uma importância significativa como primeira abordagem de um estudo de Integração de Processos, pois fornece informação sobre todo o processo e permite a análise das potencialidades de integração. Conhecendo as propriedades do processo, podem traçar-se as curvas compostas que apoiam a análise. Antes da fase de projecto é possível estabelecer os objectivos de modo a garantir que o processo terá um bom desempenho. Os objectivos são o consumo mínimo de energia, o número mínimo de permutadores de calor e a área mínima de permuta de calor. O estabelecimento destes objectivos permite ter uma base de comparação para os cenários desenvolvidos e também facilitar o desenvolvimento do projecto [3].

O estudo da Integração de Processos e a sua aplicação têm sido feitos através do desenvolvimento de várias metodologias que abrangem diferentes áreas:

- Termodinâmica;
- Optimização;
- Heurística [3].

As técnicas actuais fazem uso das várias áreas interligadas, de tal modo que a tendência é o desenvolvimento de métodos que utilizem conhecimentos provenientes das três áreas. No entanto, muitas das técnicas amplamente utilizadas na actualidade surgiram inicialmente associadas a apenas uma das áreas. Por exemplo, a análise segundo o Ponto de Estrangulamento (*PINCH*) e a análise de Energia são métodos intimamente associados à área da Termodinâmica, enquanto a análise Hierárquica e os Sistemas Baseados no Conhecimento são fruto da aplicação de conhecimentos qualitativos. No que respeita à área da Optimização existem técnicas que se podem considerar determinísticas ou não determinísticas: dentro das determinísticas inclui-se a Programação Matemática e no grupo das não determinísticas os Métodos de Pesquisa Estocástica. A metodologia do Ponto de Estrangulamento (*PINCH*) tem sido largamente difundida e tem encontrado elevada aplicabilidade em processos industriais, confirmando o seu elevado potencial. No entanto, algumas limitações desta metodologia motivam a utilização ou o complemento da análise recorrendo a outras técnicas.

Existem algumas limitações da Integração Energética, por exemplo, supondo que num dado processo existem duas correntes que se distanciam bastante fisicamente, conclui-se que a troca de calor entre elas envolve custos de bombagem e tubagem superiores à redução de custos energéticos conseguida. Esta restrição é um caso particular do processo em causa sendo característico de um par isolado de correntes, a alternativa é utilizar uma técnica que permita especificar casos como este antes de proceder à construção de redes de permutador de calor que diminuam os consumos de energia.

Talvez a maior limitação que se pode apontar à Programação Matemática seja a excessiva complexidade que alguns modelos matemáticos que descrevem processos químicos possam tomar, não permitindo obter soluções plausíveis quer por limitação do processador quer por limitações de tempo de resolução [3].

2.2. Aplicações

Algumas metodologias foram desenvolvidas de modo a melhorar e otimizar os processos químicos, mas o conceito de Integração de Processos é mais abrangente ainda, pois permite que haja um elevado grau de interligação entre os equipamentos. Uma correcta integração numa unidade fabril permitirá reduzir os custos operatórios em energia e matérias-primas e os custos de investimento em equipamento.

A redução de custos é conseguida através de uma combinação de várias acções que podem ser implementadas: minimização de consumo energético, melhoria da utilização de matérias-primas e redução dos custos de equipamento.

Em conjunto com os benefícios básicos da Integração de Processos, existem outras áreas que poderão revelar-se importantes, tais como: maximização da produção, redução de problemas operatórios, aumento da controlabilidade da fábrica, garantia de flexibilidade do processo ou minimização de emissões. Uma vasta área de utilização da Integração de Processos é a Integração Energética. Muitos dos métodos de análise actualmente generalizados a várias áreas tiveram a sua origem em estudos baseados em sistemas de energia. O balanço de energia de um processo pode ser utilizado para melhorar a utilização de utilidades exteriores ao processo. Para tal, é necessário conhecer o processo na sua totalidade de modo a poder fazer interagir os vários componentes. Em seguida é necessário também conhecer os métodos de análise de modo a tirar a melhor utilização da sua implementação. As técnicas de Integração encontram larga aplicabilidade na fase inicial do projecto ou em fábricas já instaladas, tanto em processos de elevada complexidade como em processos menos complexos, e em funcionamento contínuo ou descontínuo. O principal benefício da Integração é reduzir significativamente os custos de produção em primeiro plano. Em segundo plano, ir ao encontro de políticas de poupança energéticas e de matérias-primas, bem como redução de efluentes e subprodutos, minimização de emissões gasosas, entre outros. Nesta perspectiva, a Integração de Processos será uma estratégia de competitividade da Indústria actual. O interesse em promover integração em instalações fabris será elevado, pelo que convém conhecer as técnicas. A formação de especialistas na área terá bastante peso no desempenho futuro da produção [3].

Em seguida são sumariadas algumas das áreas onde a Integração de Processos poderá intervir:

- Planeamento, Projecto e Operação de Processos e Sistemas de Utilidades;
- Novos Projectos e Projectos de Reconversão;
- Aumento da Eficiência Global de Energia, Matérias-primas e Produtividade;
- Processos Contínuos, Semi-Contínuos e *Batch*;
- Equipamento: Redes de Reactores, Separadores e Permutadores de Calor;
- Integração entre Processos e Sistema de Utilidades;
- Integração entre Sítios Industriais, Centrais Eléctricas e Aquecimento/Arrefecimento da Zona;
- Questões de Operabilidade, Flexibilidade, Controlabilidade e Permutabilidade;
- Minimização de Resíduos e Efluentes Aquosos;
- Vários aspectos de Redução de Emissões Gasosas [4].

2.3. Conceitos e Fundamentos da Integração Energética (PINCH)

A utilização racional de energia num processo químico requer que se conheçam as características do mesmo. São conhecidas várias metodologias para determinar quais os valores óptimos das variáveis de projecto que minimizam os custos e aproveitam ao máximo o potencial energético do processo.

O funcionamento de um processo industrial requer a inclusão de utilidades. Inserem-se neste grupo as utilidades quentes e frias que visam satisfazer as necessidades entálpicas do processo. As correntes processuais podem requerer aquecimento ou arrefecimento, pelo que se impõe uma troca entálpica. Quando se recorre exclusivamente a utilidades externas ao processo, os gastos de energia são maximizados.

i) **Correntes Frias** – são as correntes que recebem calor, porque a sua temperatura necessita de aumentar e/ou porque sofrem uma mudança de estado por absorção de calor. Estas necessidades são satisfeitas por um fluido de aquecimento, usualmente vapor de água.

A absorção de calor destas correntes conduz a um aumento de temperatura e/ou a uma mudança de estado.

ii) **Correntes Quentes** – são as correntes que cedem calor, porque a sua temperatura necessita de diminuir e/ou porque sofrem uma mudança de estado por libertação de calor. Estas necessidades são satisfeitas por um fluido de arrefecimento, usualmente água de refrigeração ou ar atmosférico.

iii) Utilidades Externas – Fluidos exteriores ao processo que permutam directamente com as respectivas correntes de forma a fornecer-lhes ou retirar-lhes entalpia. Podem ser quentes (vapor de água, fluidos quentes, efluentes gasosos, gases de combustão, entre outros) ou frias (água de refrigeração, ar atmosférico, fluido de arrefecimento, entre outros).

iv) ΔT_{\min} - Diferença mínima de temperatura atingida entre duas correntes, entre as quais ocorre troca de calor. Num permutador de calor em contracorrente, os perfis de temperatura das correntes aproximam-se num dos extremos (Figura 5).

O seguinte gráfico mostra como interagem quando permutadas uma corrente quente e uma corrente fria:

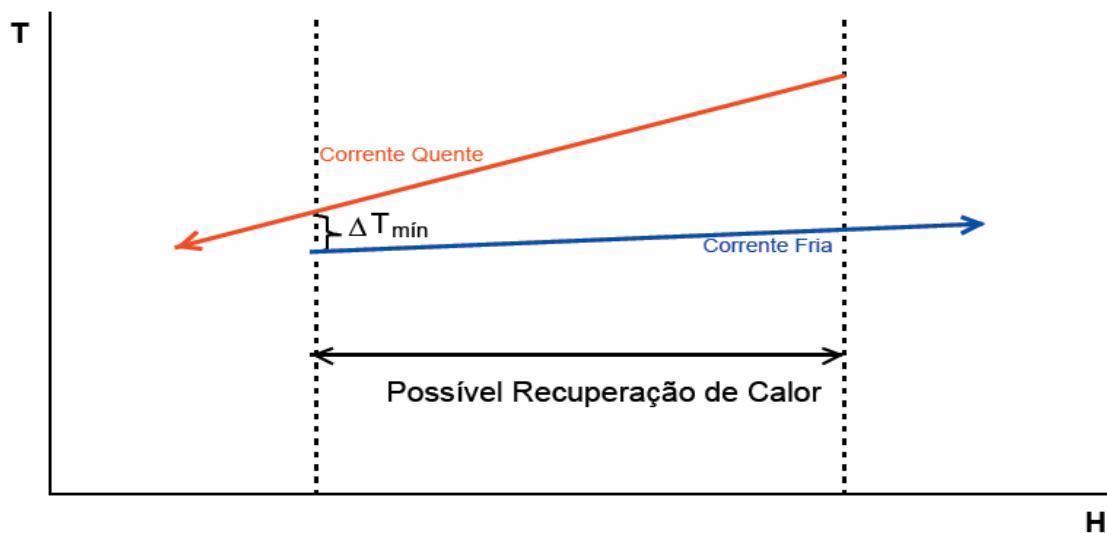


Figura 5 – Exemplificação do ΔT_{\min} [5]

Esta diferença de temperaturas de aproximação mínima é estabelecida segundo critérios de projecto e tem influência nos custos de capital do processo.

A integração energética permite reduzir o consumo de utilidades exteriores ao processo aproveitando excessos entálpicos de correntes quentes para fornecer a correntes com deficiência de energia ou seja correntes frias. Assim, procede-se a uma troca de calor, onde a diferença de temperaturas é a força motriz. Após a análise de integração, as correntes com estas características deixam de permutar calor apenas com utilidades externas e passam a permutar também entre si.

O objectivo da integração energética visa alcançar uma redução de consumo energético, de custos totais anuais, do número de permutadores de calor e da área de transferência de calor envolvidos no processo [5].

3. Recolha de Dados

Para a integração energética das unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos iniciou-se uma exaustiva recolha de dados de todas as correntes quentes e frias. A obtenção de dados foi efectuada em diferentes dias com diferentes condições de operação. Após chegar-se a valores típicos de operação, das temperaturas de entrada e saída de cada permutador de calor e aeroarrefecedor estudou-se o comportamento térmico equipamento a equipamento.

O primeiro passo foi identificar no processo os seguintes parâmetros:

- a) Necessidades de aquecimento, arrefecimento, condensação e vaporização das correntes do processo;
- b) Informação relativa ao sistema de utilidades disponível;
- c) Considerações específicas acerca do processo como sejam limitações à integração energética;
- d) Informação económica.

Para cada corrente de processo e utilidade externa disponíveis, obtiveram-se as seguintes propriedades:

- T_i - Temperatura inicial;
- T_f - Temperatura final;
- M - Caudal mássico;
- C_p - Calor específico médio;
- MC_p – Capacidade Térmica (equivalente a $M \times C_p$);
- ΔH_{vap} - Entalpia de vaporização, se ocorrer mudança de fase;
- h - Coeficiente de transferência de calor [3].

Para o calor específico C_p , considerou-se o valor médio no intervalo de temperaturas em causa, considerando-se uma variação linear do C_p com a variação da temperatura. Utilizou-se também os “data-sheets” (de projecto) dos permutadores de calor e aeroarrefecedores para obtenção de dados, verificação e confirmação. As propriedades físicas foram obtidas através do simulador *ASPEN HYSYS* tendo como base o modelo Termodinâmico com a equação de estado de *Peng-Robinson (PENG-ROB)*, este modelo é um “*Property Package*” uma vez que esta equação descreve rigorosamente a maior parte dos sistemas mono, bi e trifásicos, com elevado grau de eficiência e rigor.

As seguintes figuras exemplificam a obtenção das referidas propriedades físicas em *ASPEN HYSYS*:

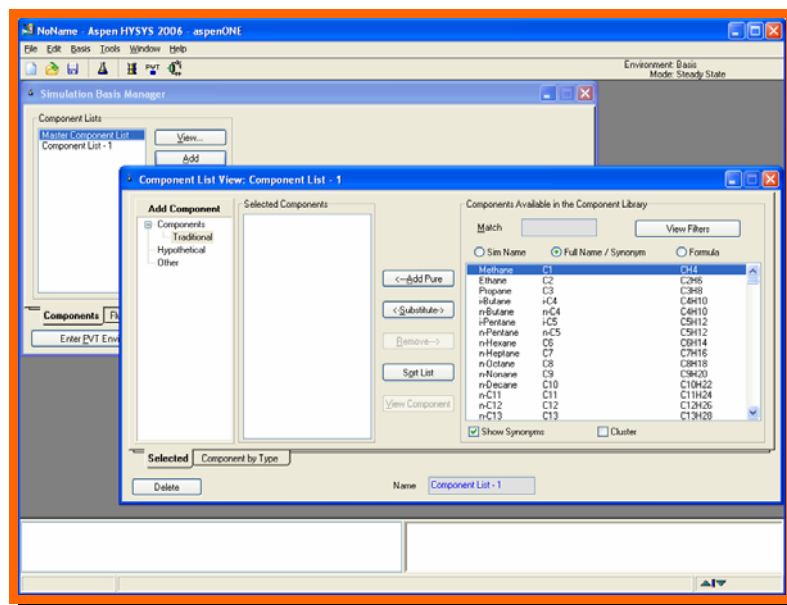


Figura 6 – *ASPEN HYSYS* – Adição dos componentes para simulação

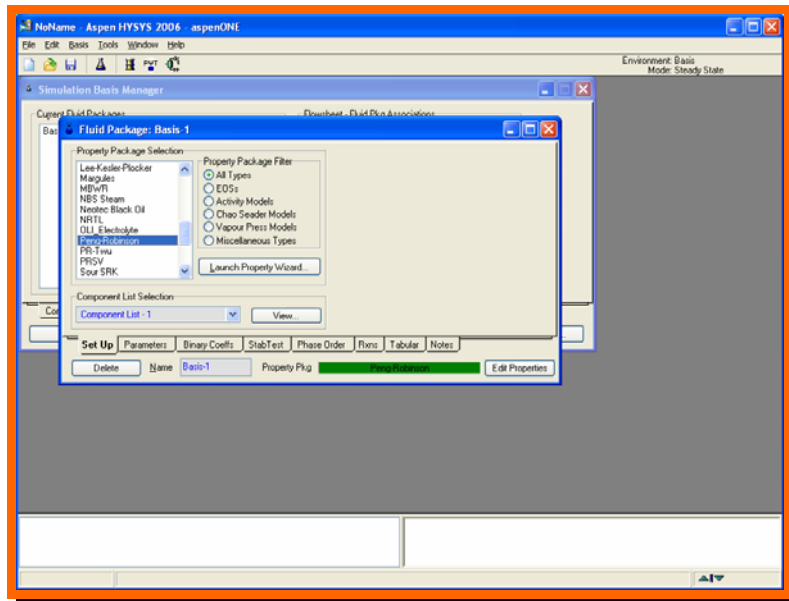


Figura 7 – ASPEN HYSYS – Escolha do modelo Peng-Robinson

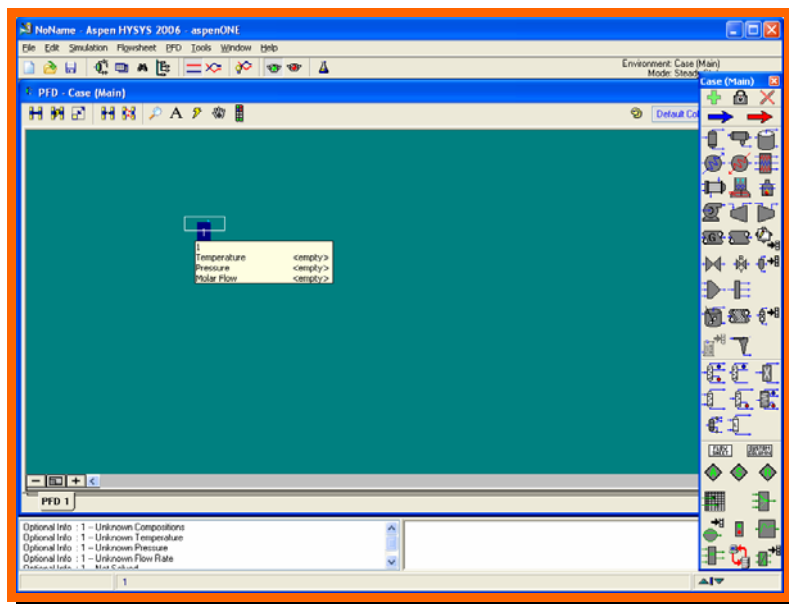


Figura 8 – ASPEN HYSYS – Ambiente de Simulação

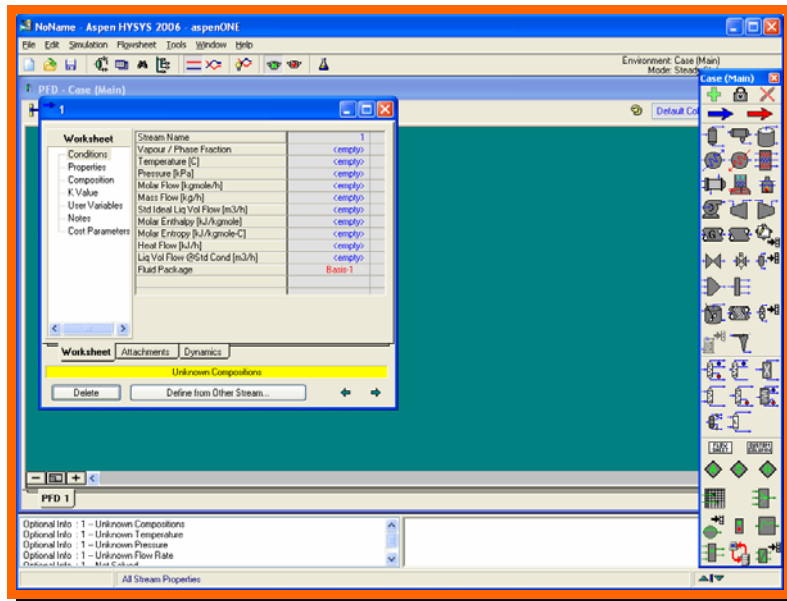


Figura 9 – ASPEN HYSYS – Condições de Simulação

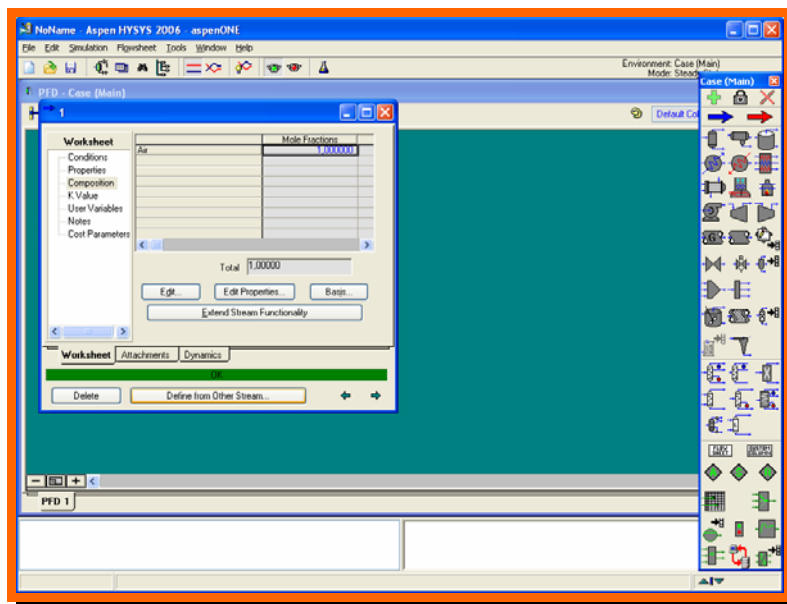


Figura 10 – ASPEN HYSYS – Composição da Corrente

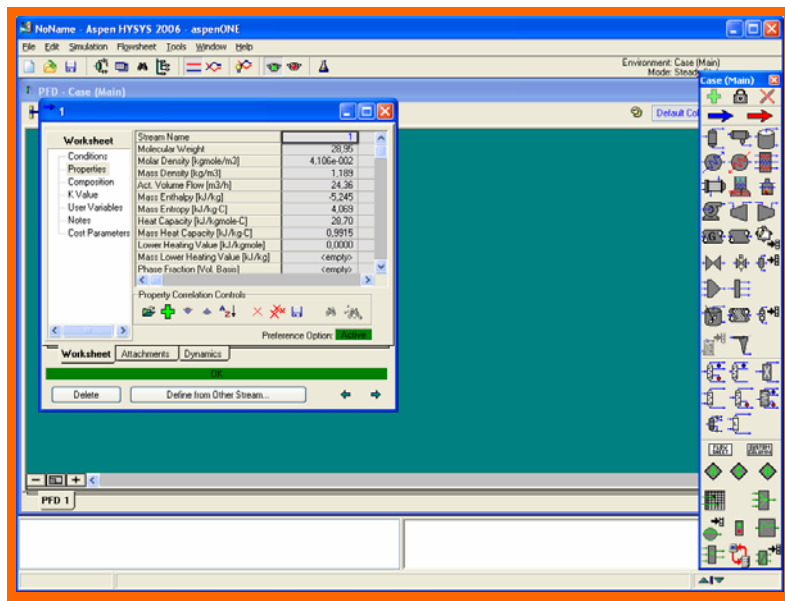


Figura 11 – ASPEN HYSYS – Obtenção das propriedades físicas da corrente

A Tabela 2 mostra todas as correntes quentes e frias das unidades 0300 e 0400 sem considerar as utilidades necessárias ao funcionamento das unidades, com as potências caloríficas de cada corrente e constituição de cada corrente.

Os valores das tabelas 2 e 3 foram retirados das folhas de especificação dos equipamentos, e na ausência de dados de projecto, através do simulador ASPEN HYSYS.

A numeração de cada corrente (de 1 a 38) é utilizada para identificar cada corrente na elaboração da Rede de Permutadores de Calor (RPC) utilizando o método do ponto de estrangulamento (*PINCH*) pelo *software HINT* e é utilizada esta identificação ao longo deste trabalho.

A Tabela 3 mostra o tipo de calor e tipo de corrente das unidades 0300 e 0400 da FAR.

Tabela 2 – Caracterização das Correntes Quentes e Frias – FAR U0300 e U0400

	Equipamento	Composição	Ti (°C)	Tf (°C)	M (kg/h)	cp (kcal/kg°C)	ΔHvap (kcal/kg)	Q (kcal/h)	Q (kW)	Corrente n.º
U0300	E0312	C8	143	143	56586		79,50	-4498587	-5232	1
	E0312	C8	143	91	81	0,450		-1895	-2	2
	E0313	C8	138	138	65522		81,50	-5340043	-6210	3
	E0314	C8	115	115	12845		88,50	-1136783	-1322	4
U0300	E0301	C8	146	177	66348	0,488		1003713	1167	5
	E0302	C8	177	191	140470	0,620		1219280	1418	6
	E0302	Paradietilbenzeno (PDB)	215	184	85813	0,620		-1649326	-1918	7
	E0303	C8 + Água	121	121	185		97,40	-18019	-21	8
	E0303	C8 + Água	121	38	11	0,530		-484	-1	9
	E0304	C8	175	191	84363	0,614		828782	964	10
	E0304	Paradietilbenzeno (PDB)	209	185	56419	0,612		-828682	-964	11
	E0306	Paraxileno	145	145	40978		77,50	-3175795	-3693	12
	E0306	Paradietilbenzeno (PDB)	190	175	126723	0,640		-1216541	-1415	13
	E0307	Paraxileno	148	148	17368		77,50	-1346020	-1565	14
	E0308	Paraxileno	147	40	11442	0,450		-550932	-641	15
	E0309	C8 + Tolueno	56	27	248	0,400		-2877	-3	16
	E0310	C8	103	126	11690	0,490		131746	153	17
	E0310	Paraxileno	148	125	11442	0,510		-134215	-156	18
	E0311	C8	180	180	2142		68,00	-145656	-169	19
U0400	E0402	38,1% C8+61,9% H2	135	50	20858	0,610		-1081487	-1258	20
	E0402	38,1% C8+61,9% H2	135	135	72994		94,00	-6861436	-7980	21
	E0406	99,65% C8+0,35% H2	111	60	142	0,540		-3911	-5	22
	E0406	99,65% C8+0,35% H2	98	98	19717		94,00	-1853398	-2156	23
	E0471	C8	135	135	223535		98,50	-22018198	-25607	24
	E0472	C8 + Ortóxileno	148	148	13640		104,15	-1420606	-1652	25
	E0474	C8 + Ortóxileno	136	30	3813	0,460		-185922	-216	26
U0400	E0401	38,1% C8+61,9% H2	410	127	20854	0,410		-2419690	-2814	27
U0400	E0401	38,1% C8+61,9% H2	410	410	72999		94,00	-6861906	-7980	28
	E0401	37,3% C8+62,7% H2	86	346	48742	0,450		5702814	6632	29
	E0401	37,3% C8+62,7% H2	346	346	45111		94,00	4240434	4932	30
	E0403	38,1% C8+61,9% H2	58	35	52735	0,410		-497291	-578	31
	E0403	38,1% C8+61,9% H2	58	35	41118		94,00	-3865092	-4495	32
	E0405	93,6% C8+6,4% H2	36	100	55606	0,450		1601453	1862	33
	E0405	C8	227	179	52390	0,585		-1471111	-1711	34
	E0407	99,28% C8+0,72% H2	69	69	6260		75,00	-469500	-546	35
	E0407	99,28% C8+0,72% H2	69	47	13231	0,560		-163006	-190	36
	E0409	C9	192	27	1527	0,590		-148653	-173	37
	E0473	C7	60	25	1300	0,500		-22750	-26	38

Tabela 3 – Tipo de Correntes e Tipo de Calor das unidades 0300 e 0400 da FAR

Corrente	Descrição	Tipo Corrente	Tipo de Calor	T1 (°C)	T2 (°C)	H (kW)
1	E0312	Quente	Latente	143.	143.	-5232.
2	E0312	Quente	Sensível	143.	91.	-2.
3	E0313	Quente	Latente	138.	138.	-6210.
4	E0314	Quente	Latente	115.	115.	-1322.
5	E0301	Fria	Sensível	146.	177.	1167.
6	E0302	Fria	Sensível	177.	191.	1418.
7	E0302	Quente	Sensível	215.	184.	-1918.
8	E0303	Quente	Latente	121.	121.	-21.
9	E0303	Quente	Sensível	121.	38.	-1.
10	E0304	Fria	Sensível	175.	191.	964.
11	E0304	Quente	Sensível	209.	185.	-964.
12	E0306	Fria	Latente	145.	145.	3693.
13	E0306	Quente	Sensível	190.	175.	-1415.
14	E0307	Quente	Latente	148.	148.	-1565.
15	E0308	Quente	Sensível	147.	40.	-641.
16	E0309	Quente	Sensível	56.	27.	-3.
17	E0310	Fria	Sensível	103.	126.	153.
18	E0310	Quente	Sensível	148.	125.	-156.
19	E0311	Quente	Latente	180.	180.	-169.
20	E0402	Quente	Sensível	135.	50.	-1258.
21	E0402	Quente	Latente	135.	135.	-7980.
22	E0406	Quente	Sensível	111.	60.	-5.
23	E0406	Quente	Latente	98.	98.	-2156.
24	E0471	Quente	Latente	135.	135.	-25607.
25	E0472	Quente	Latente	148.	148.	-1652.
26	E0474	Quente	Sensível	136.	30.	-216.
27	E0401	Quente	Sensível	410.	127.	-2814.
28	E0401	Quente	Latente	410.	410.	-7980.
29	E0401	Fria	Sensível	86.	346.	6632.
30	E0401	Fria	Latente	346.	346.	4932.
31	E0403	Quente	Sensível	58.	35.	-578.
32	E0403	Quente	Latente	58.	58.	-4495.
33	E0405	Fria	Sensível	36.	100.	1862.
34	E0405	Quente	Sensível	227.	179.	-1711.
35	E0407	Quente	Latente	69.	69.	-546.
36	E0407	Quente	Sensível	69.	47.	-190.
37	E0409	Quente	Sensível	192.	27.	-173.
38	E0473	Quente	Sensível	60.	25.	-26.

4. Rede de Permutadores de Calor (RPC)

O Método de *Pinch* (PE) baseia-se na 1ª Lei da Termodinâmica, onde se calcula o calor disponível pelas correntes quentes e o calor requerido pelas correntes frias. A diferença traduz a quantidade líquida de calor a fornecer ou a retirar ao sistema.

A 2ª Lei da Termodinâmica também é utilizada, pois existe a necessidade de um gradiente de temperatura para que o calor possa ser transferido, ocorrendo naturalmente no sentido da corrente quente para a corrente fria. Pela 2ª Lei da Termodinâmica sabe-se que a degradação de energia é tanto menor quanto menor for o referido gradiente.

O objectivo da RPC é chegar ao Consumo Mínimo de Energia correspondente ao uso de utilidades de aquecimento ou arrefecimento, Número Mínimo de permutadores de calor, aquecedores, refrigeradores, ou aeroarrefecedores e Área Mínima Total de Transferência de Calor.

Para chegar à RPC, depois da recolha de dados, é necessário identificar o Ponto de Estrangulamento – *PINCH* (PE). Para este cálculo estuda-se cada corrente do complexo a otimizar, para um dado processo, e para cada intervalo de temperaturas adiciona-se separadamente as variações de entalpia referentes às correntes quentes e frias.

Este procedimento pode ser representado num gráfico Temperatura vs Potência Térmica Disponível (Figura 12), onde são construídas as duas curvas compostas (uma para as correntes quentes e uma outra para as correntes frias). A construção de cada uma destas curvas envolve a divisão do eixo das temperaturas em diferentes intervalos, definidos pelas temperaturas inicial e final das correntes. O MC_p (caudal mássico M a multiplicar pelo C_p) em cada intervalo é igual à soma dos MC_p individuais das correntes quentes/frias existentes no intervalo.

O conceito de Curvas Compostas Quente e Fria aparece associado às representações efectuadas sobre um diagrama Temperatura vs Potência Térmica Disponível das correntes quentes e frias de processo [3].

Pelas representações gráficas avaliam-se as necessidades entálpicas dos processos:

- A quantidade máxima de energia que é possível recuperar por transferência de calor entre as correntes do processo ($Q_{\text{recuperado}}$);
- A quantidade mínima de calor exterior a fornecer ao processo por uma utilidade quente ($Q_{Q,\text{min}}$);
- A quantidade mínima de calor a retirar ao processo, utilizando uma utilidade fria ($Q_{F,\text{min}}$);
- Localização do Ponto de Estrangulamento *PINCH* (PE), para um dado ΔT_{min} , correspondente às temperaturas de maior aproximação das curvas compostas.

Para que a transferência de calor seja possível é necessário que a curva composta quente (CCQ) se posicione em toda a gama de temperaturas de integração, acima da curva composta fria (CCF). É também necessário que exista um valor mínimo de diferença de temperaturas imposto, de modo a garantir uma força motriz à transferência de calor. O valor de ΔT_{min} é a menor diferença de temperaturas permitida entre duas correntes, uma quente e uma fria. Para cada valor desta grandeza é possível determinar a quantidade mínima de utilidades exteriores a utilizar.

A análise da variação de ΔT_{min} conduz às seguintes conclusões:

- Quanto menor for o valor de ΔT_{min} , maior é a transferência de calor entre as correntes do processo e, conseqüentemente, menor é o consumo de utilidades exteriores;
- A área de transferência de calor e o custo de equipamento associado diminui com aumento do ΔT_{min} ;
- O valor de $\Delta T_{\text{min}} = 0$ corresponde à quantidade máxima de calor que é possível trocar entre as correntes de processo e a uma área de transferência de calor infinita pois, neste caso, a força motriz para transferência de calor é nula no PE (*PINCH*) [3].

O valor de $\Delta T_{\text{óptmin}}$ (diferença de temperaturas mínima óptima), que deve ser utilizado na Integração Energética, é obtido pela determinação do custo total mínimo. Os custos de equipamento estão relacionados com vários factores, entre os quais o número total de unidades na rede de permutadores de calor (RPC) ou a área total de transferência de calor da rede. Para além destes dois factores, aqui analisados, outros também influenciam os custos de equipamento, tais como o número de caixas do Permutador de Calor, materiais de construção, tipo de equipamento, pressão de trabalho [6].

O valor ΔT_{optmin} , determinado segundo uma optimização do Custo Total, deve situar-se entre 20 e 40 °C, pelo que o valor escolhido foi 30°C. O *software HINT* possui uma ferramenta para optimização do ΔT_{optmin} .

No caso em estudo, nas unidades 0300 e 0400 da FAR, obtiveram-se os seguintes indicadores para um $\Delta T_{\text{min}} = 30$ °C:

Temperatura de *Pinch* (PE): 133 °C

Min. Utilidades Quentes: 1234.65 kW

Min. Utilidades Frias: 57420 kW

PE (referente a uma corrente fria), PE_{FT} , : 118 °C

PE (referente a uma corrente quente), PE_{QT} , : 148 °C

[Valores obtidos pelo software HINT]

A identificação do PE do processo permite dividir o processo em duas zonas termodinâmicas distintas [3]:

zona acima do PE (*PINCH*)

zona abaixo do PE (*PINCH*)

Na zona acima do PE as correntes quentes transferem todo o calor disponível para aquecer as correntes frias do processo. Qualquer necessidade suplementar de energia para aquecimento é obtida através de uma utilidade quente, pelo que esta zona se denomina por absorvedora de calor.

Por outro lado, na zona abaixo do PE todas as correntes frias são aquecidas por transferência de calor com as correntes quentes do processo. Qualquer excesso de energia do processo é retirado através de uma utilidade fria. Esta zona denomina-se por fonte de calor.

Tendo como objectivo o consumo mínimo de energia, é necessário ter em conta os seguintes princípios da Análise de Ponto de Estrangulamento (*PINCH*):

- Não se deve transferir calor através do PE. Qualquer quantidade de calor Q que se transfira através do PE, da zona acima para a zona abaixo, implica um acréscimo dessa mesma quantidade na utilidade quente e na utilidade fria;
- O uso inapropriado de utilidades também impede que o consumo de energia seja mínimo. Caso seja utilizada uma utilidade fria, acima do PE, para arrefecer uma corrente quente, a quantidade de calor assim retirada terá de ser repostada incrementando o gasto de utilidade quente. O mesmo se verifica se abaixo do PE for utilizada uma utilidade quente [6].

4.1. Cascata de Calor

O consumo mínimo de utilidades externas, obtido a partir das curvas compostas, é pouco correcto, pois baseia-se numa construção gráfica.

Sendo assim, recorre-se a um algoritmo para essa determinação, a Cascata de Calor. Através deste método alternativo também é possível obter os consumos mínimos de utilidades e a localização do PE.

A ideia base deste método é verificar, para cada intervalo de temperaturas, a quantidade entálpica disponível entre as várias correntes de processo, aí existentes, e transferir o excesso de entalpia de cada nível térmico para o nível imediatamente inferior.

1. O primeiro passo consiste em dividir o processo em intervalos de temperatura, tal como efectuado na construção das curvas compostas.

Para tal, calculam-se as temperaturas corrigidas para correntes frias T_F e correntes quentes T_Q :

A definição destas temperaturas permite garantir que em qualquer intervalo de temperatura, as temperaturas das correntes quentes e frias diferem, pelo menos, de um ΔT_{\min} . Garante-se assim, que é possível efectuar a transferência de calor nos permutadores de calor, com diferenças nulas em temperaturas corrigidas.

2. O segundo passo consiste em efectuar um balanço de energia, para os novos intervalos de temperaturas corrigidas.

3. O terceiro passo consiste em determinar a cascata de calor. Numa primeira etapa considera-se que nenhuma quantidade de calor externa é fornecida ao processo, ou seja, $Q_{uQ} = 0$. Uma vez que não é possível transferir calor de um nível térmico superior para um inferior, quando o primeiro tem um défice de energia, os valores negativos no cálculo da Cascata de Calor devem ser eliminados [3].

A tabela 4 mostra a Cascata de Calor das U0300 e U0400 da FAR:

Tabela 4 – Cascata de Calor das U0300 e U0400 da FAR

Temperatura °C	Intervalo	$T_{(i+1)} - T_i$ °C	mCp_{net} kW/K	dH kW			
395							
395	1	1,02318E-12	7799202479691100,0	7980,0	7980	7980	1234,7
395	2	34	9,9435	338,0777	338,0777	338,0777	9214,7
361							
361	3	1,02318E-12	-4820258976170000,0	-4932,0	-4932	-4932	9552,7
212	4	149	-15,5642	-2319,0702	-2319,07	-2319,07	4620,7
206	5	6	20,0816	120,4896	120,4896	120,4896	2301,7
200	6	6	-141,4541	-848,7247	-848,7247	-848,7247	2422,1
200	7	6	-79,5831	-477,4989	-477,4989	-477,4989	1573,4
194	8	2	-39,4165	-78,8333	-78,83295	-78,83295	1095,9
192	9	2	24,2241	48,4482	48,44815	48,44815	1017,1
190	10	13	84,4741	1098,163	1098,163	1098,163	1065,5
177	11	2	85,5226	171,0451	171,0451	171,0451	2163,7
175	12	5	179,8559	899,2795	899,2795	899,2795	2334,7
170	13	1	139,6892	139,6892	139,6892	139,6892	3234
169	14	4	77,8183	311,273	311,273	311,273	3373,7
165	15	9,9476E-13	169890253800438,0	169,0	169	169	3685
165	16	1	77,8183	77,8183	77,81826	77,81826	3854
164	17	3	42,1724	126,5173	126,5173	126,5173	3931,8
161	18	0,999999999	79,8176	79,8176	79,81759	79,81759	4058,3
160	19	9,99989E-10	-3693039055287,87	-3693,0	-3693	-3693	4138,1
160	20	19	-14,5157	-275,7991	-275,7991	-275,7991	445,14
141	21	8	-21,1679	-169,3433	-169,3433	-169,3433	169,34
133	22	9,9476E-13	3233946428850630,0	3217,0	PINCH 3217	3217	0
133	23	1	-14,3853	-14,3853	-14,38531	-14,38531	3217
132	24	4	-8,3947	-33,5786	-33,57862	-33,57862	3202,6
128	25	9,9476E-13	5259560993393390,0	5232,0	5232	5232	3169
128	26	5	-8,3562	-41,781	-41,78097	-41,78097	8401
123	27	9,9476E-13	6242712876332750,0	6210,0	6210	6210	8359,3
123	28	2	-8,3562	-16,7124	-16,71239	-16,71239	14569
121	29	1	-6,3185	-6,3185	-6,318458	-6,318458	14553
120	30	9,9476E-13	33763928724217200,0	33587,0	33587	33587	14546
120	31	2	8,4815	16,9631	16,96308	16,96308	48133
118	32	3	15,1337	45,4011	45,40115	45,40115	48150
115	33	3	-13,96	-41,8801	-41,8801	-41,8801	48196
112	34	2	-23,9035	-47,807	-47,80699	-47,80699	48154
110	35	4	-30,6861	-122,7444	-122,7444	-122,7444	48106
106	36	9,9476E-13	21110623253268,5	21,0	21	21	47983
106	37	5	-30,6741	-153,3703	-153,3703	-153,3703	48004
101	38	1	-5,1664	-5,1664	-5,166365	-5,166365	47851
100	39	9,9476E-13	1328963997183880,0	1322,0	1322	1322	47846
100	40	4	-5,1664	-20,6655	-20,66546	-20,66546	47933
96	41	13	-5,0683	-65,8882	-65,88824	-65,88824	47912
83	42	9,9476E-14	21873573206720500,0	2156,0	2156	2156	49081
83	43	7	-5,0683	-35,4783	-35,47828	-35,47828	51237
76	44	22	-5,1068	-112,3493	-112,3493	-112,3493	51202
54	45	9,9476E-14	5488762045857800,0	546,0	546	546	51089
54	46	3	3,5296	10,5887	10,58873	10,58873	51635
51	47	6	32,6233	195,74	195,74	195,74	51646
45	48	2	33,2681	66,5363	66,53629	66,53629	51842
43	49	9,9476E-14	45186786439800000,0	4495,0	4495	4495	51908
43	50	2	58,3986	116,7972	116,7972	116,7972	56403
41	51	6	58,502	351,0122	351,0122	351,0122	56520
35	52	3	43,702	131,1061	131,1061	131,1061	56871
32	53	7	35,0657	245,4596	245,4596	245,4596	57002
25	54	2	29,075	58,15	58,15002	58,15002	57247
23	55	3	29,063	87,1889	87,18888	87,18888	57306
20	56	5	3,9325	19,6626	19,66263	19,66263	57393
15	57	3	1,8948	5,6844	5,684371	5,684371	57412
12	58	2	0,7429	1,4857	1,485714	1,485714	57418
10							57420

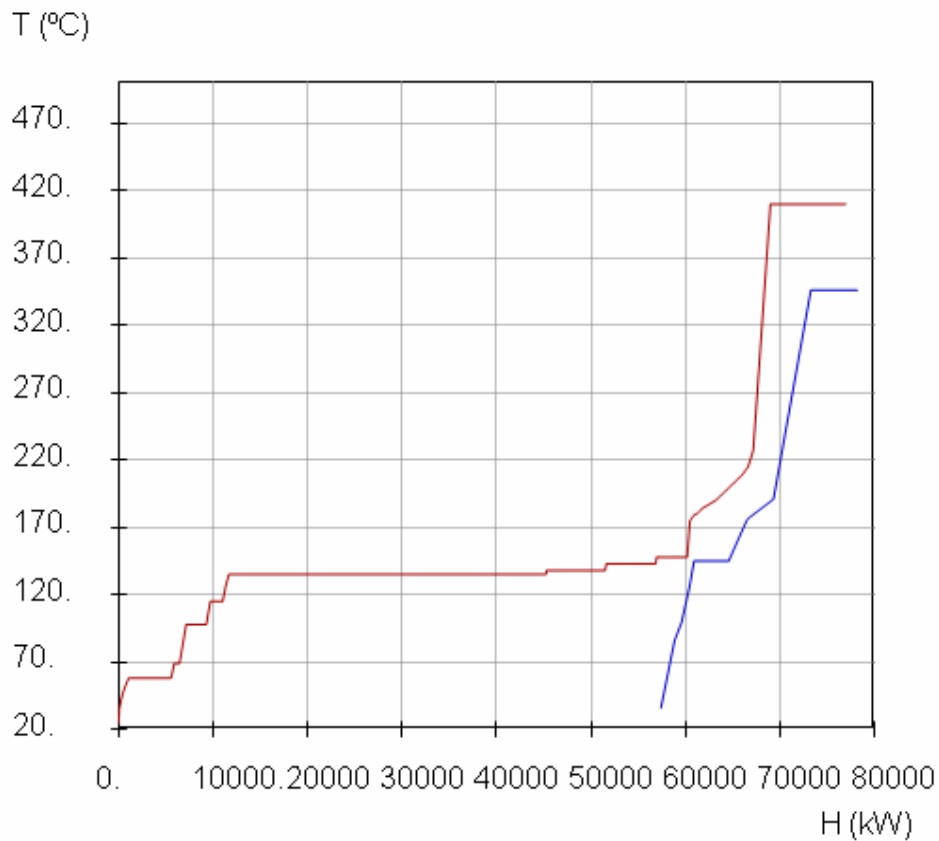
A cascata de calor final permite verificar o seguinte:

- O PE (*PINCH*) corresponde à temperatura corrigida para a qual não existe transferência de calor entre níveis térmicos. O PE corresponde a uma temperatura corrigida de 133°C, traduzindo-se em 118°C para as correntes frias e em 148°C para as correntes quentes, dado que o $\Delta T_{\min} = 30^\circ\text{C}$.
- O fornecimento de 1235 kW, através da introdução de uma utilidade quente, corresponde ao valor mínimo necessário ao funcionamento do processo e um excesso de entalpia de 57420 kW, no último nível térmico, deve ser removido por utilidades frias.

Os valores obtidos através do cálculo da cascata de calor são idênticos aos valores extraídos das curvas compostas. Para cada valor de ΔT_{\min} a obtenção dos consumos mínimos de utilidades externas e o PE do processo, exige o cálculo de uma nova cascata de calor, através do algoritmo descrito.

4.2. Software HINT

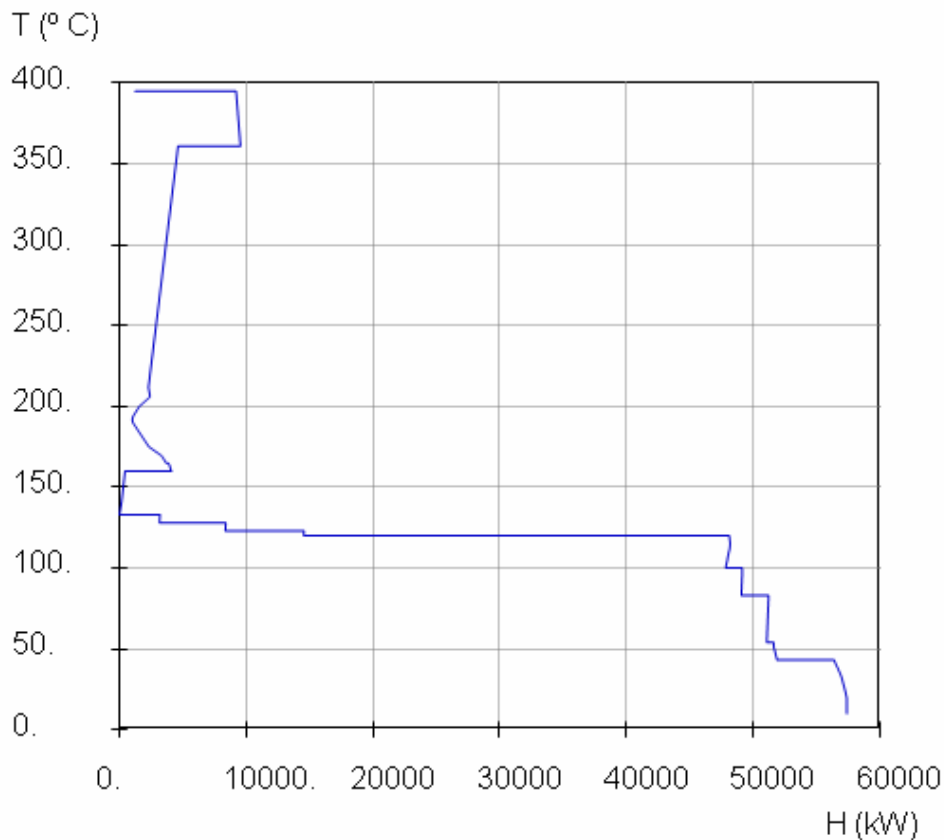
Através do Software HINT, pode-se efectuar um estudo de Integração Energética pelo PE (PINCH) e retirar alguns gráficos de interesse para uma correcta análise do processo a integrar.



Curvas Compostas Globais

Figura 12 – Curvas Compostas Globais

Pela Figura 12 verifica-se o grande desfasamento existente entre necessidades de utilidades quentes e frias, o que traduz a necessidade de retirar muito calor ao sistema (57420 kW).

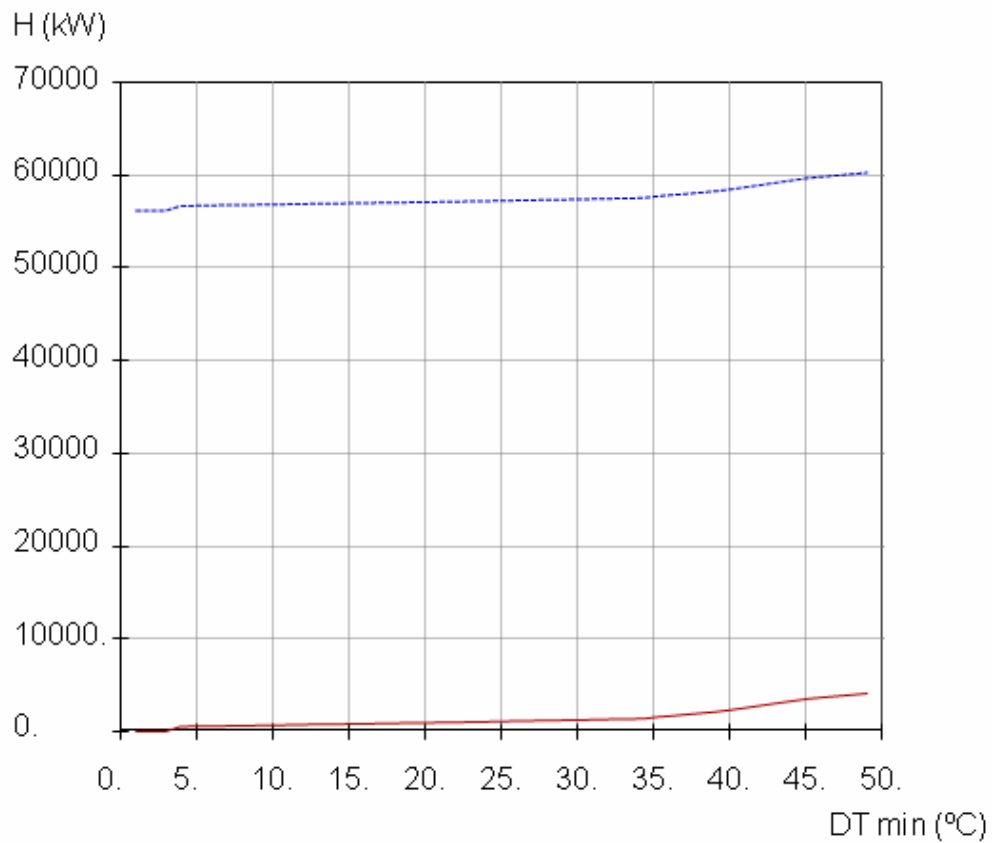


Grande Curva Composta

Figura 13 – Grande Curva Composta

Pela análise da Figura 13, verifica-se que na zona abaixo do PE (*PINCH*) existe uma grande quantidade de calor que necessita de ser retirado do sistema. Pela análise equipamento a equipamento verificou-se que o aerorrefecedor E0471 localizado na unidade 0400 da FAR, tem uma elevada carga entálpica (25607 kW, como se pode visualizar na tabela 2) pelo que uma boa opção será tentar permutar parte desse calor para aquecer uma determinada corrente fria.

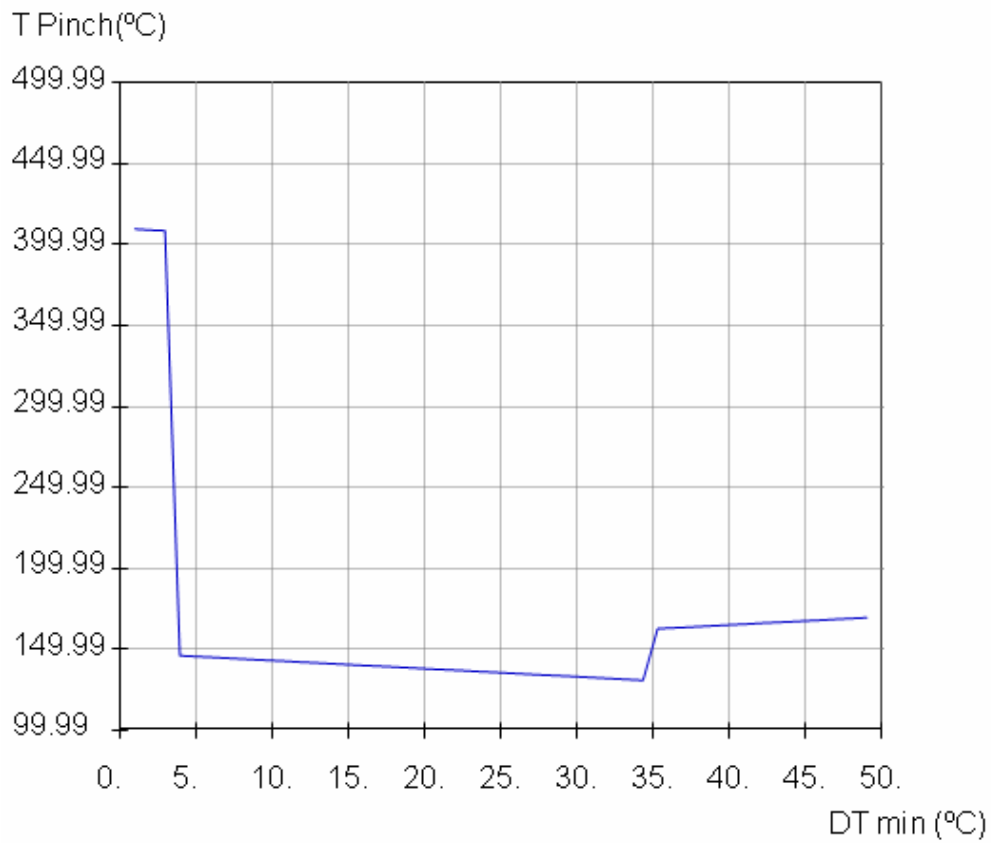
Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.



Targets de Energia vs DT min

Figura 14 – *Targets de Energia vs ΔT_{min}*

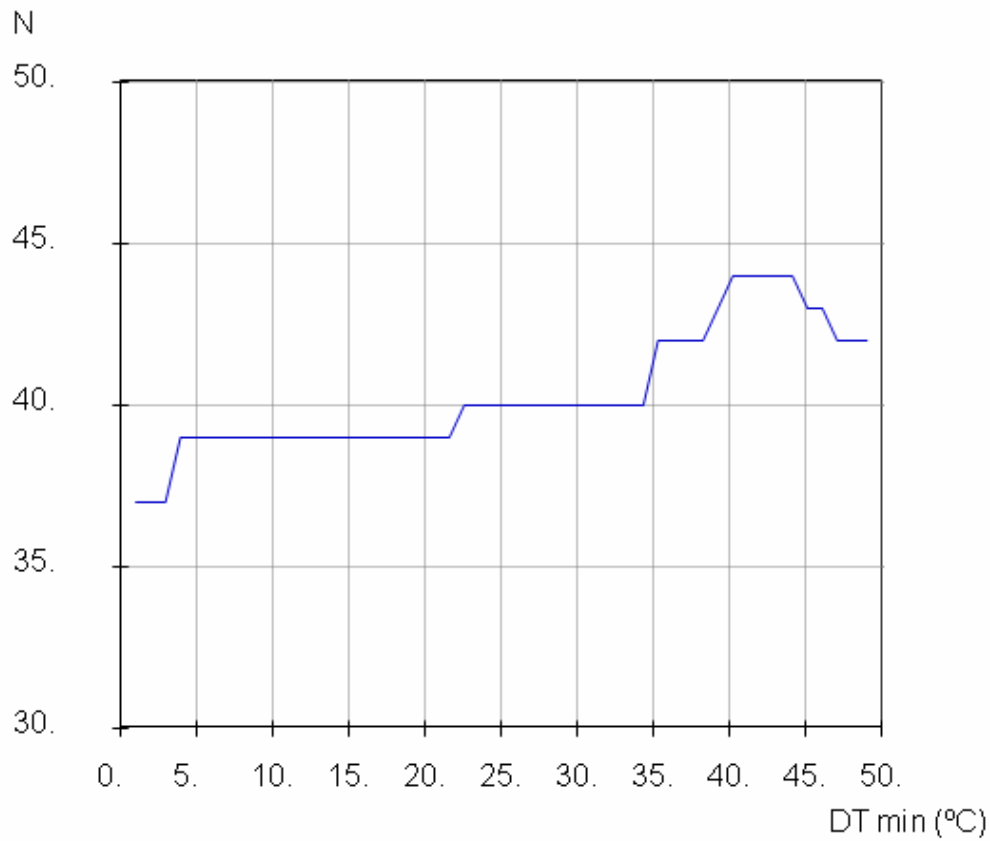
Pela análise da Figura 14 verifica-se que quanto menor o ΔT_{min} menor as necessidades entálpicas e quanto maior o ΔT_{min} maiores serão as necessidades entálpicas das correntes do processo.



Pinch (PE) vs DT min

Figura 15 – *Pinch* (PE) vs ΔT_{min}

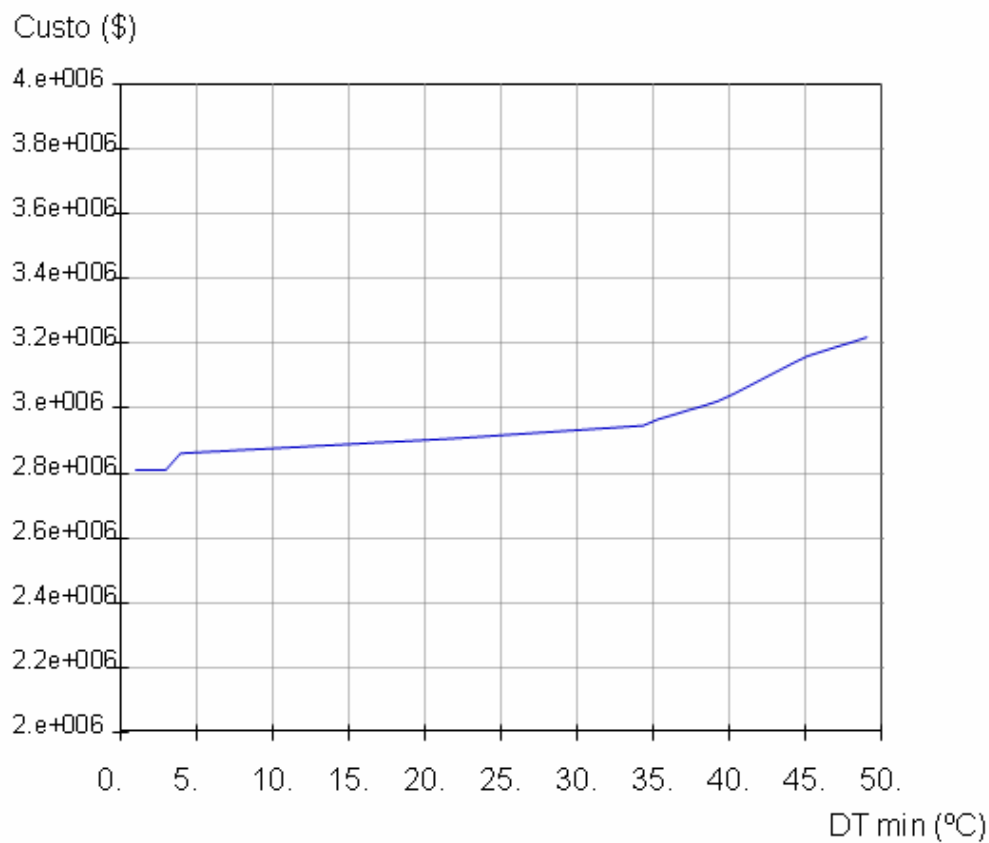
Analisando a Figura 15 verifica-se que dependendo do ΔT_{min} , a Temperatura de *Pinch* também é diferente, não se verificando uma tendência definida pelo aumento ou diminuição do ΔT_{min} .



N.º Mínimo de Permutadores de Calor vs DT min

Figura 16 – Número Mínimo de Permutadores de Calor vs ΔT_{\min}

Pela análise da Figura 16 verifica-se que para o $\Delta T_{\min} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$, valor considerado nos cálculos, o número de permutadores de calor necessários é de 40 unidades. Verifica-se que quanto maior o ΔT_{\min} maior é o número de permutadores necessários.



Estimativa dos Custos de Produção vs DT min

Figura 17 – Estimativa de Custos de Produção vs ΔT_{min}

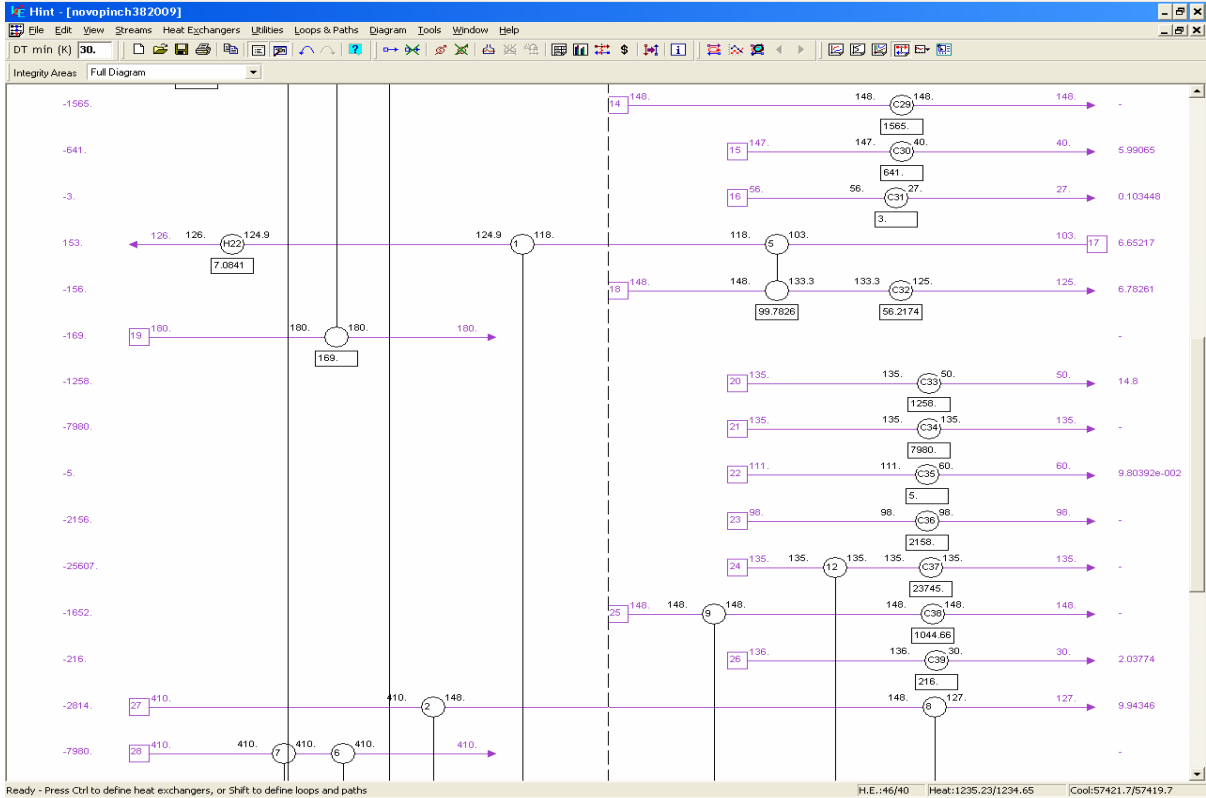
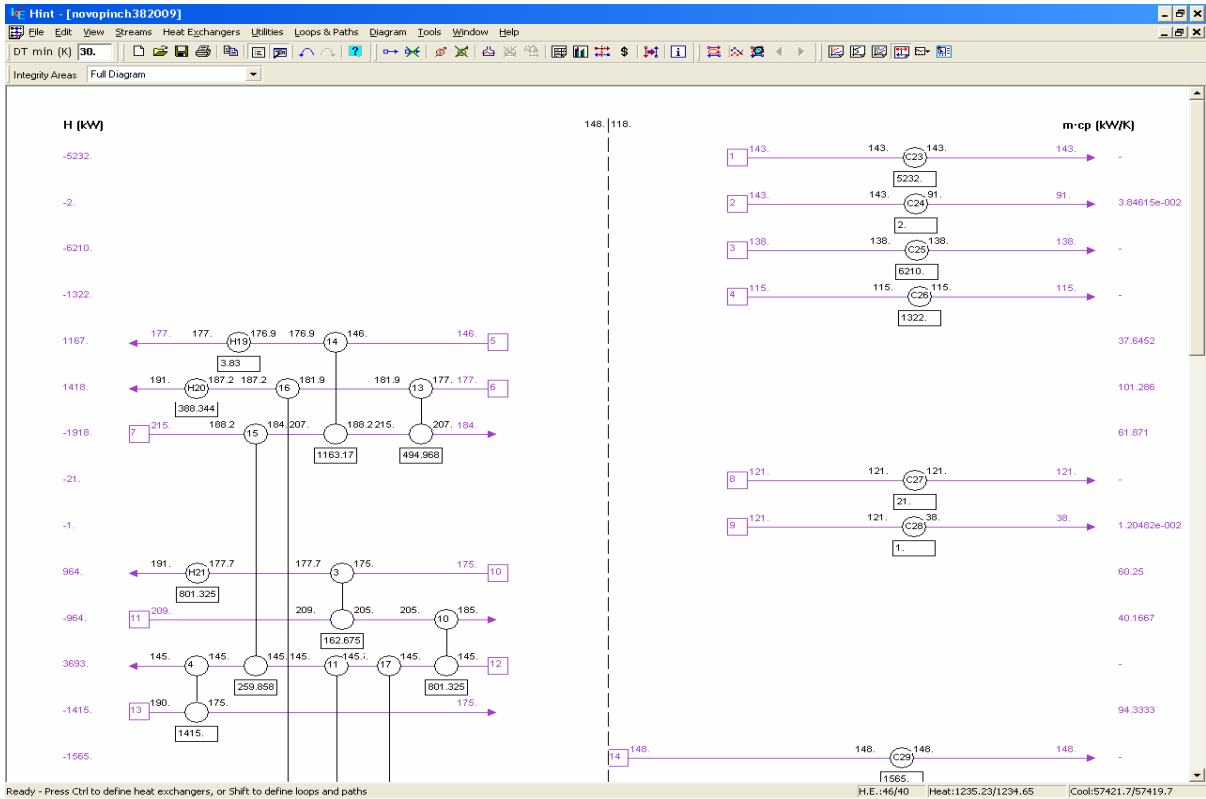
Pela Figura 17 verifica-se que quanto maior o ΔT_{min} , maior serão os custos associados às unidades U0300 e U0400 da FAR.

4.3. Propostas de RPCs

A RPC inclui as unidades de permuta de calor entre correntes ou entre correntes e utilidades.

Para a determinação da RPC das unidades 0300 e 0400 da FAR, cumpriu-se as regras do ponto de estrangulamento e a partir da RPC obtida tentou-se chegar a soluções de integração energética com poupança energética significativa.

A figura 18 representa a RPC n.º 1, para as unidades 0300 e 0400 da FAR:



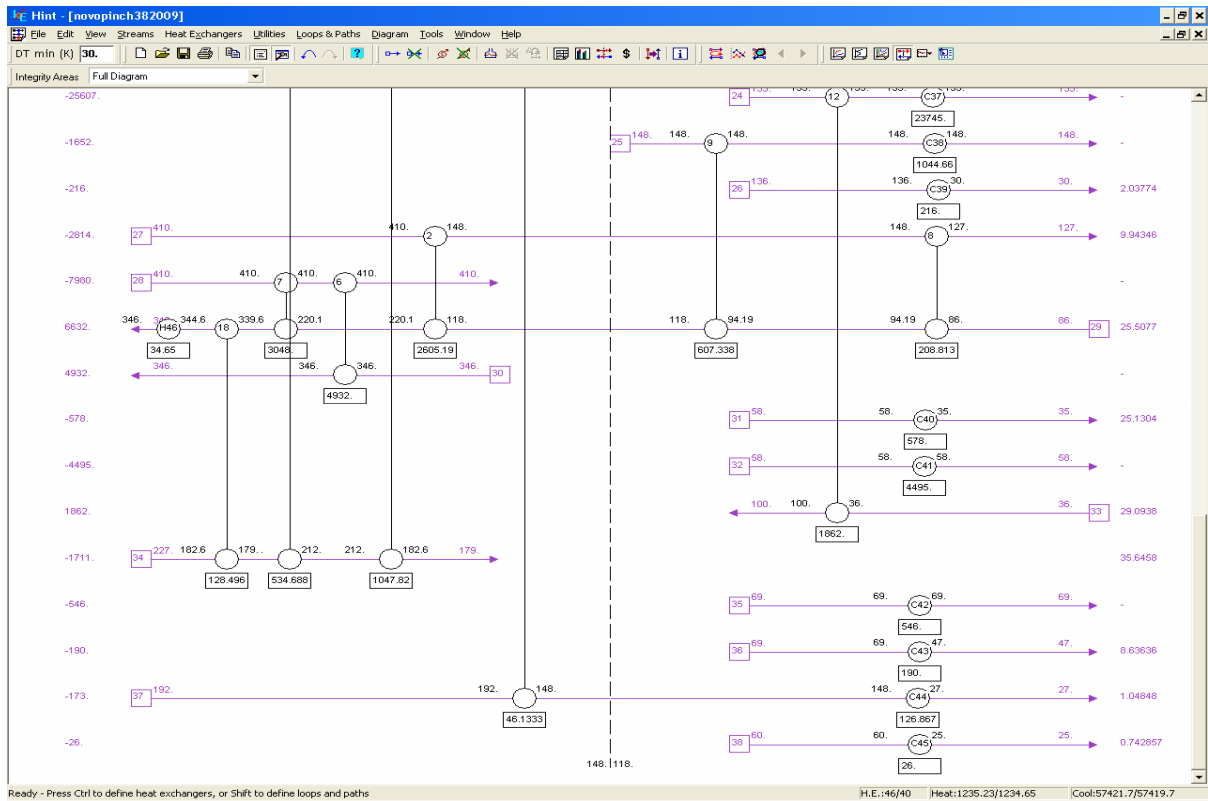


Figura 18 – RPC n.º 1 - Primeira alternativa

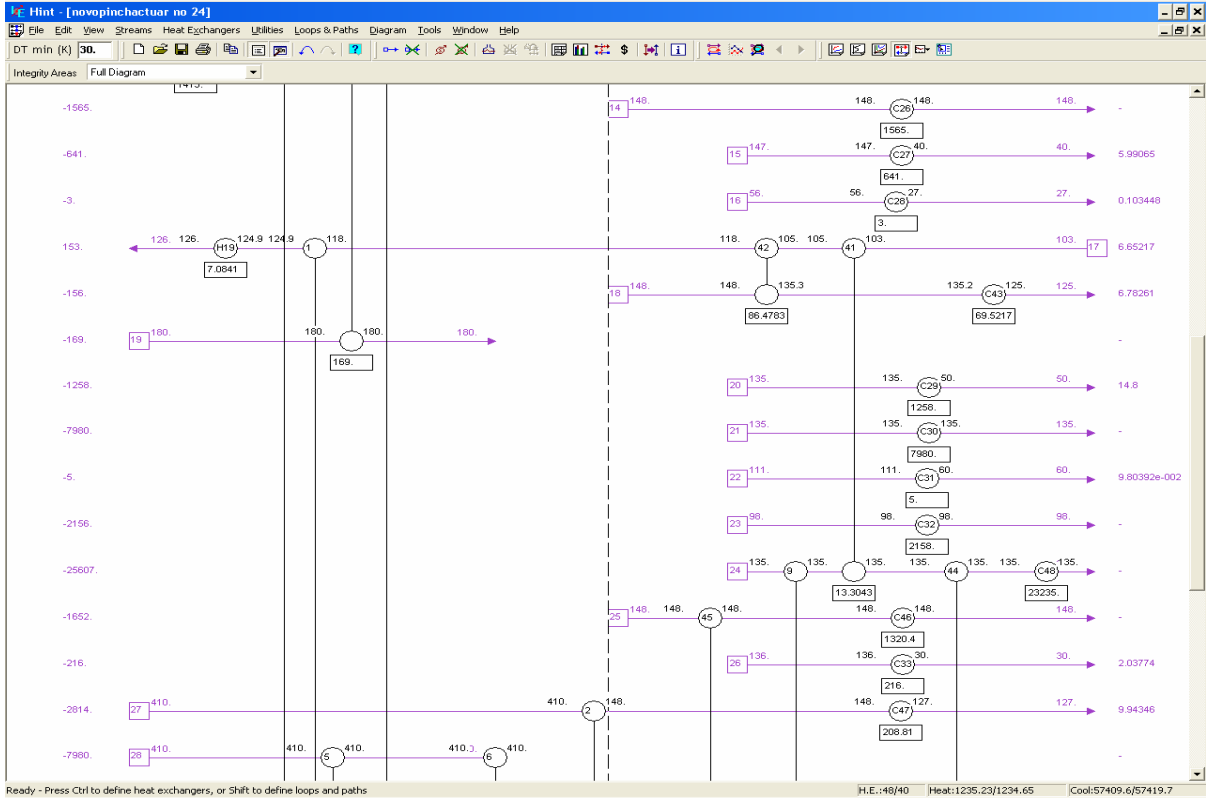
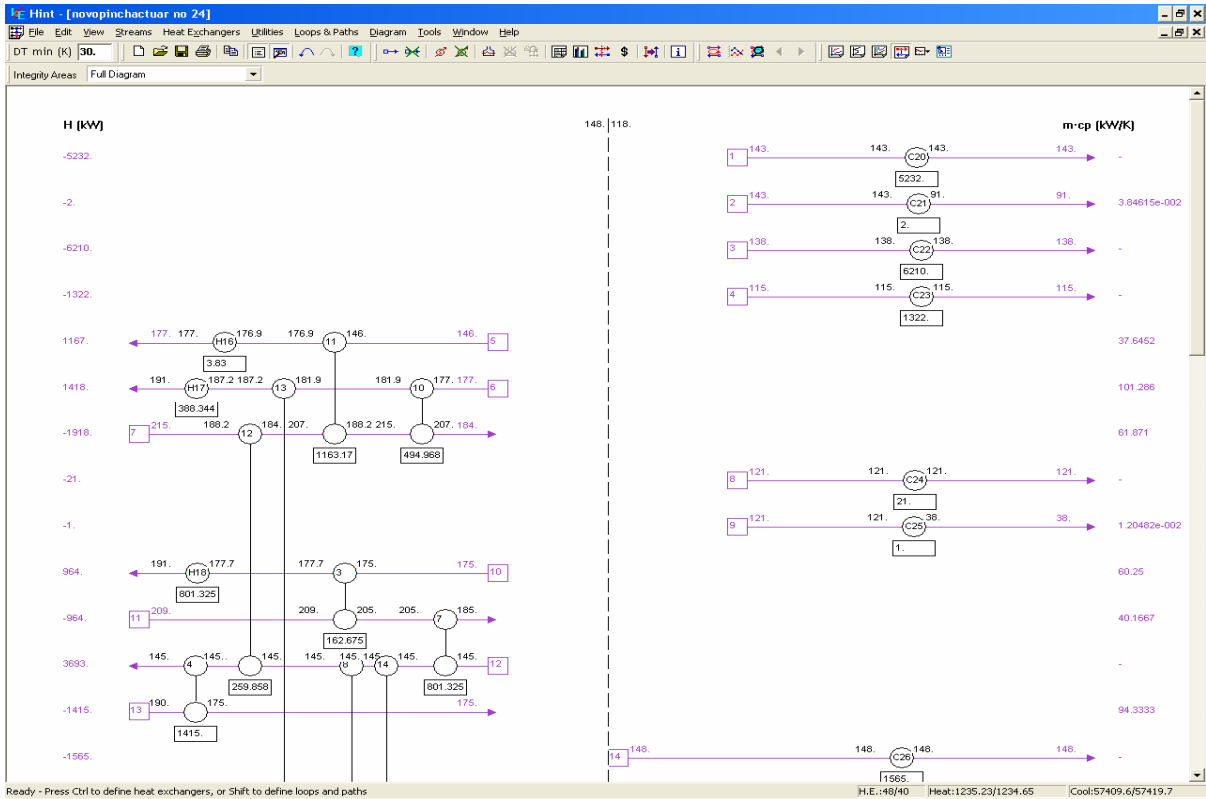
Pela análise da Figura 18, verifica-se o seguinte:

- 23 permutadores de calor apenas permutam com utilidades frias (ar ambiente ou água de arrefecimento).
- 5 permutadores de calor apenas permutam com utilidades quentes (vapor de média pressão (VMP)).
- Na zona acima do *Pinch* podem ocorrer 14 novas ligações.
- Na zona abaixo do *Pinch* podem ocorrer 4 novas ligações.
- Na totalidade existiriam 46 permutadores de calor teóricos, mas como as correntes estão divididas como fase gasosa e fase líquida independente, o mesmo permutador de calor em alguns casos pode ser utilizado contemplando a mistura líquido-vapor, daí traduzindo-se numa redução dos permutadores necessários.

Com vista a tentar encontrar um aproveitamento da corrente 24 (saída do E0471), redesenhou-se uma nova RPC, com vista a aproveitar-se o máximo de energia proveniente dessa corrente quente.

Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.

A Figura 19 exemplifica a RPC proposta:



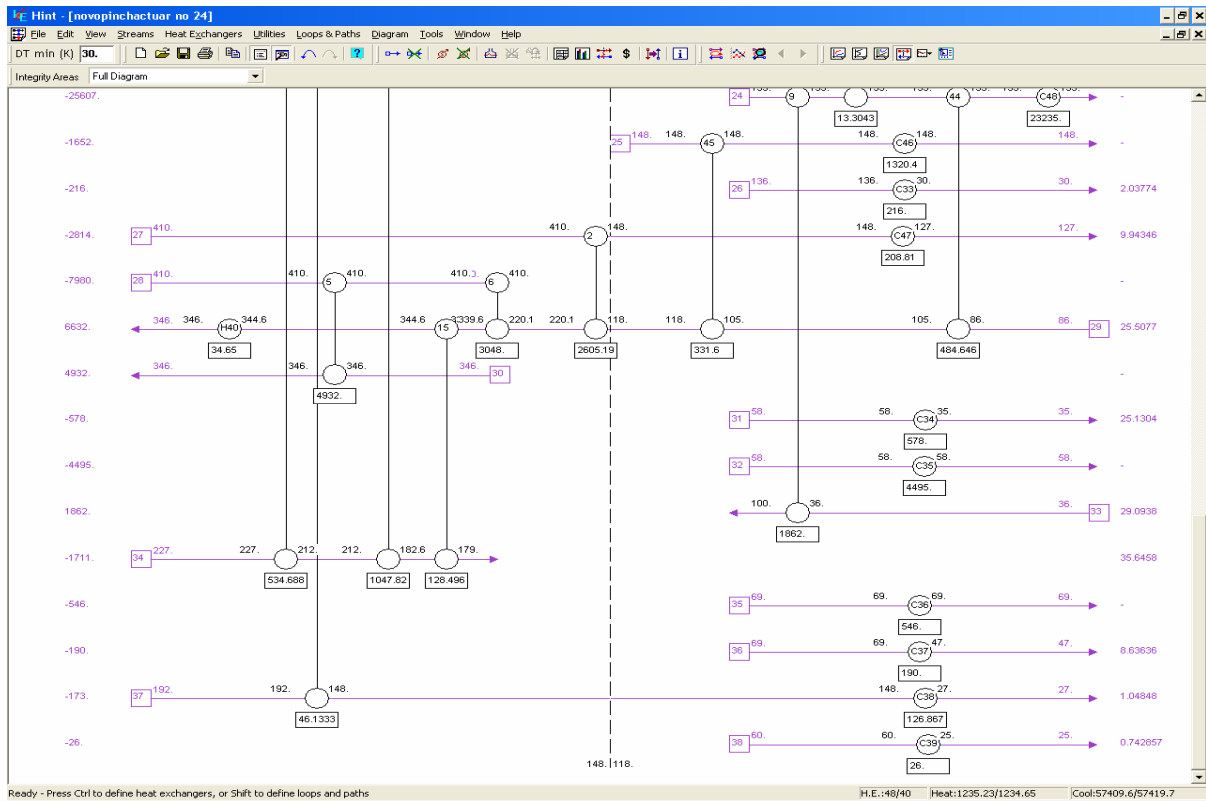


Figura 19 – RPC n.º 2 – Aproveitamento energético corrente n.º 24

Nas figuras 18 e 19, os círculos representam correntes de processo ou utilidades, enquanto as linhas que as unem representam os permutadores de calor.

A RPC presente na Figura 19 tenta traduzir o máximo de aproveitamento energético da corrente quente n.º 24. Pela análise da RPC concluiu-se que apenas 3 correntes podem permutar com a corrente n.º 24. As correntes possíveis para permuta são a corrente fria n.º 17, a corrente fria n.º 29 e a corrente fria n.º 33 (a referência numérica correspondente a cada corrente está mencionada na Tabela 2 – Caracterização das Correntes Quentes e Frias das Unidades 0300 e 0400).

A partir da Figura 19 verifica-se que, com esta alternativa, o número de permutadores necessários aumentam em duas unidades, pelo que seria necessário efectuar uma análise económica para verificar a rentabilidade do projecto.

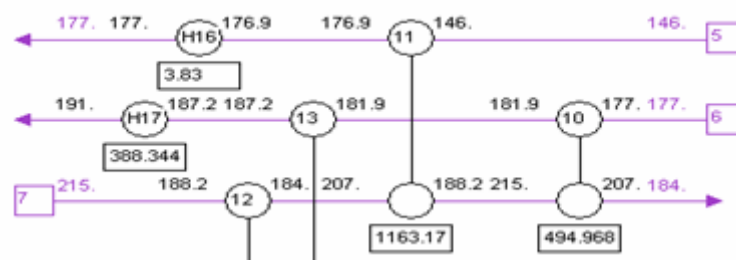


Figura 20 – Representação de Utilidades Quentes e Permutadores de Calor



Figura 21 – Representação de Utilidade Fria

Na Figura 20 pode observar-se que o permutador de calor n.º 10 permuta entre a corrente 6 e 7 com temperaturas de entrada e saída da corrente 6 de 177 °C a 181.9 °C, e temperatura de entrada e saída da corrente 7 de 215 °C a 207 °C, com uma potência calorífica de 495 kW. Na Figura 20 também se pode observar que a utilidade quente n.º 16 possui uma potência calorífica de 3.83 kW, possibilita o aquecimento da corrente 5 de 176.9 °C a 177 °C. Na Figura 21 pode-se observar a utilidade fria n.º 20 a qual possui uma potência de arrefecimento de 5232 kW, possibilitando a condensação completa da corrente 1.

4.4. Número Mínimo de Unidades

Existe uma relação importante que indica o número de unidades mínimas de uma rede com integração (Regra de *Euler*) [3]:

$$U_{\text{mínimo}} = N + L - S \quad [3] \quad (\text{Equação 1})$$

Onde:

$U_{\text{mínimo}}$ representa o número de unidades;

N é o número total de correntes e utilidades;

L é o número de ciclos independentes;

S é o número de subsistemas independentes.

Para minimizar o número de unidades é desejável que na RPC final o número de ciclos seja nulo e que o número de subsistemas independentes S seja maximizado. Enquanto para L a hipótese é razoável, já para S não é muito simples conseguir casos reais que, para cada subsistema independente, MC_{pQ} iguale MC_{pF} . Assim sendo, assume-se que, em geral, apenas existe um subsistema independente ($S = 1$). Assim sendo, tem-se que:

$$U_{\text{mínimo}} = N - 1 \quad [3] \quad (\text{Equação 2})$$

O resultado indica que, sob as hipóteses efectuadas, basta saber o número de correntes de processo e utilidades para saber quantos PCs são necessários à construção da RPC.

Para se recuperar o máximo de energia ou minimizar o consumo de energia proveniente do exterior é necessário respeitar a decomposição do processo na zona abaixo e na zona acima do *Pinch* (PE).

Duas redes de permutadores de calor são projectadas independentemente e, nesse caso, tem-se que aplicar separadamente às zonas acima e abaixo do *Pinch* PE (considerando que $L=0$):

$$U_{\text{minimo,MER}} = (N - S) \text{ Acima PE} + (N - S) \text{ Abaixo PE} \quad [3] \quad (\text{Equação 3})$$

$U_{\text{minimo,MER}}$ representa o número mínimo de PCs que garante o Mínimo de Energia Requerida do exterior (rede MER). A comparação entre U_{minimo} e $U_{\text{minimo,MER}}$ permite concluir que:

$$U_{\text{minimo,MER}} > U_{\text{minimo}} \quad [3] \quad (\text{Equação 4})$$

Pode concluir-se que [3]:

- Quando $U_{\text{minimo,MER}} = U_{\text{minimo}}$ significa que não existem ciclos na rede;
- Caso se verifique $U_{\text{minimo,MER}} > U_{\text{minimo}}$ então existem na rede ciclos cujo número é dado por $U_{\text{minimo,MER}} - U_{\text{minimo}}$.

A construção da RPC com um número de unidades menor que a rede MER implica uma penalidade nos consumos energéticos, pois ocorre uma transferência de calor através do PE e esse valor é acrescentado ao consumo de utilidades externas.

A utilização de diferentes utilidades quentes ou frias implica que se contabilize o número total de utilidades a que se recorre para satisfazer as necessidades do processo [3].

4.5. Área Total de Transferência de Calor

A estimativa efectuada para a determinação dos custos de equipamento é determinada pela área total de transferência de calor. O facto de este cálculo ser efectuado previamente ao projecto das unidades torna-o mais elaborado e fica associado a uma determinada incerteza, devido às hipóteses consideradas. No entanto, a obtenção de uma estimativa para a área, antes de se conhecer a rede, é uma enorme vantagem desta metodologia.

A ideia base consiste em alargar o conceito de troca de energia num permutador de calor em contra-corrente, entre duas correntes, a muitas correntes quentes e frias [3].

Para o efeito, seguem-se as seguintes etapas:

1. Recorre-se às curvas compostas, que são complementadas com a introdução das utilidades exteriores, e recolhe-se a informação necessária ao cálculo da área total de transferência de calor. Estas curvas compostas denominam-se por Curvas Compostas Balanceadas (CCB).
2. As CCBs são divididas verticalmente em vários intervalos de potência térmica.
3. Para cada intervalo assume-se que existe transferência de calor vertical entre as correntes representadas nessa zona das curvas compostas.
4. Para o processo em causa calcula-se a área de transferência de calor total da RPC correspondente: A_{RPC} é a área de transferência de calor total da RPC, i e j são o número total de correntes, respectivamente quentes e frias no intervalo k , k é o número total de intervalos entálpicos, h_i e h_j são os coeficientes de transferência de calor para cada corrente quente (i) ou fria (j) no intervalo, q_i e q_j são as variações de calor de cada corrente quente (i) ou fria (j), no intervalo k , e ΔT_{lnk} é a média logarítmica das temperaturas no intervalo [3].

Através do programa *HINT*, pela análise individual a cada permutador de calor, obteve-se a área de transferência de calor total da RPC n.º 1 correspondente a aproximadamente 765 m² e a área de transferência de calor total da RPC n.º 2 aproximadamente 792 m², conforme mostra a Tabela 5.

O número de cada permutador de calor corresponde ao mencionado na Figura 18 e 19.

Tabela 5 – Área (m²) de cada Permutador de Calor da RPC n.º 1 e RPC n.º 2

Permutador de Calor n.º	RPC n.º 1	RPC n.º 2
1	1,0	1,0
2	30,1	30,1
3	5,3	5,3
4	38,2	38,2
5	3,3	3,3
6	77,1	77,1
7	25,3	16,3
8	4,4	4,8
9	14,9	61,6
10	16,3	31,5
11	4,8	32,5
12	30,3	6,3
13	15,7	15,4
14	32,5	20,6
15	6,3	0,7
16	15,4	0,0
17	20,6	1,6
18	0,7	3,3
19	0,0	0,0
20	1,6	32,1
21	3,3	0,0
22	0,0	39,3
23	32,1	9,8
24	0,0	0,1
25	39,3	0,0
26	9,8	9,3
27	0,1	6,1
28	0,0	0,1
29	9,3	11,8
30	6,1	51,5
31	0,1	0,1
32	0,4	18,3
33	11,8	2,3
34	51,5	8,8
35	0,1	57,6
36	18,3	6,1
37	153,2	2,5
38	6,2	1,3
39	2,3	0,4
40	8,8	0,4
41	57,6	0,4
42	6,1	2,9
43	2,5	0,5
44	1,3	12,5
45	0,4	9,2
46	0,4	7,9
47		1,3
48		149,9
	764,9	792,2

A área requerida num determinado intervalo k , que satisfaz as necessidades energéticas das correntes e/ou utilidades, é tanto maior quanto maior for o calor trocado. No que respeita à diferença de temperaturas logarítmica, quanto menor for o seu valor, maior será a área requerida. Uma menor força motriz na transferência de calor requer uma maior área de permuta entre fluído quente e frio.

Existem algumas limitações significativas:

- Aproximação entre os coeficientes de transferência de calor;
- Possibilidade de transferência de calor entre correntes/utilidades quentes e frias, situadas em intervalos diferentes. A principal razão para ocorrer esta situação reside nos coeficientes de transferência de calor: caso os coeficientes das correntes quentes ou frias não sejam semelhantes entre si, as correntes com baixo coeficiente de calor devem ser combinadas entre si, permitindo maiores *driving forces*, e as correntes com altos coeficientes de transferência de calor devem ser combinadas, sendo neste caso as *driving forces* bastante menores.
- A ideia de minimizar a área de transferência de calor leva a que se incluam no projecto bastantes unidades de troca de calor. No entanto, em termos de minimização de custos, o factor mais preponderante será a minimização do número de unidades em detrimento da área de transferência de calor.

É necessário referir que este método constitui um bom ponto de partida para o projecto detalhado e pode ser utilizado como previsão do custo total anual antes de conhecer o projecto da RPC [3].

4.6. Custo Total

O custo total anual é baseado nos cálculos anteriormente efectuados para:

- Consumo energético mínimo de utilidades;
- Número mínimo de permutadores de calor;
- Área de transferência de calor mínima.

É também necessário conhecer o custo unitário das utilidades frias e quentes, bem como o custo dos permutadores de calor.

Posteriormente é necessário conhecer também parâmetros económicos, tais como:

- Período de retorno (n) – tempo necessário, desde o início do projecto, para pagar integralmente o investimento inicial a partir das receitas;
- Taxa de rentabilidade (i) – indicador da qualidade de desempenho do investimento efectuado;
- Horas de operação por ano – número total de horas que a unidade funciona no período de um ano.

O custo de equipamento traduz-se no custo dos permutadores de calor/unidades de transferência de calor, anualizados segundo uma taxa de rentabilidade e um período de retorno, onde a, b e c são constantes da lei de custos e usualmente dependem do material de construção, gama de pressões de trabalho e tipo de permutador de calor; A é a área de um permutador de calor. Após o cálculo da área total mínima da RPC, A é obtida dividindo apenas AR_{PC} pelo número de unidades mínimo, $U_{\text{mínimo},MER}$. Neste caso, o custo do equipamento traduz-se pela equação:

$$\text{Custo do PC} = a + b A^c \quad [3] \quad (\text{Equação 5})$$

O custo do equipamento depende de vários factores e, durante a fase inicial do projecto, estes factores são na sua maioria desconhecidos ou não considerados. No entanto, é necessário optar entre optimização do processo e custos de equipamento e de operação [3].

Os custos de equipamento podem ser expressos numa base anual, assumindo que o equipamento é amortizado sobre um certo período de tempo a uma taxa fixa. Em fases posteriores, estes cálculos podem ser refinados, introduzindo a diferenciação nas áreas dos vários permutadores de calor, penalizações para os custos de equipamento quando este processa correntes corrosivas/perigosas, diferentes leis de custos e/ou coeficientes, consoante se utilizem vários materiais de construção ou geometrias.

O custo total anual tem como base os custos de investimento e os custos energéticos. Estes últimos são obtidos a partir dos custos unitários das utilidades e do consumo energético mínimo determinado pelas curvas compostas ou pela cascata de calor. Vários cenários podem ser criados por análise de sensibilidade aos parâmetros taxa de rentabilidade e período de retorno [7].

Os custos energéticos e estimativa do custo de equipamento são os seguintes (valores em vigor no ano 2009):

Custo das Utilidades

Vapor de baixa pressão (VBP)	17,4 €/ton
Vapor de média pressão (VMP)	18,94 €/ton
Água de Arrefecimento	0,23 €/m ³

Custo de Combustível para as Fornalhas

Gás Natural	493,0 €/ton
Fuel-óleo	214,4 €/ton
Fuel Gás	287,4 €/ton

Fonte: Dados fornecidos pelo Departamento de Tecnologia da Refinaria de Matosinhos

Parâmetros da Lei de Custos de Permutadores de Calor [3]:

a	(€)	40816,33
b	(€/m ²) ^{0.8}	2755,10
c		0,8

5. Simulações em *ASPEN PLUS*

No simulador *ASPEN PLUS* foram efectuadas simulações aos vários permutadores existentes na Unidade 0300 e 0400 da FAR. Pela análise das simulações, verifica-se que os resultados se aproximam dos valores reais médios dos dias 30/03/2009 e 03/04/2009. Apresentam-se algumas dessas simulações nas figuras seguintes:

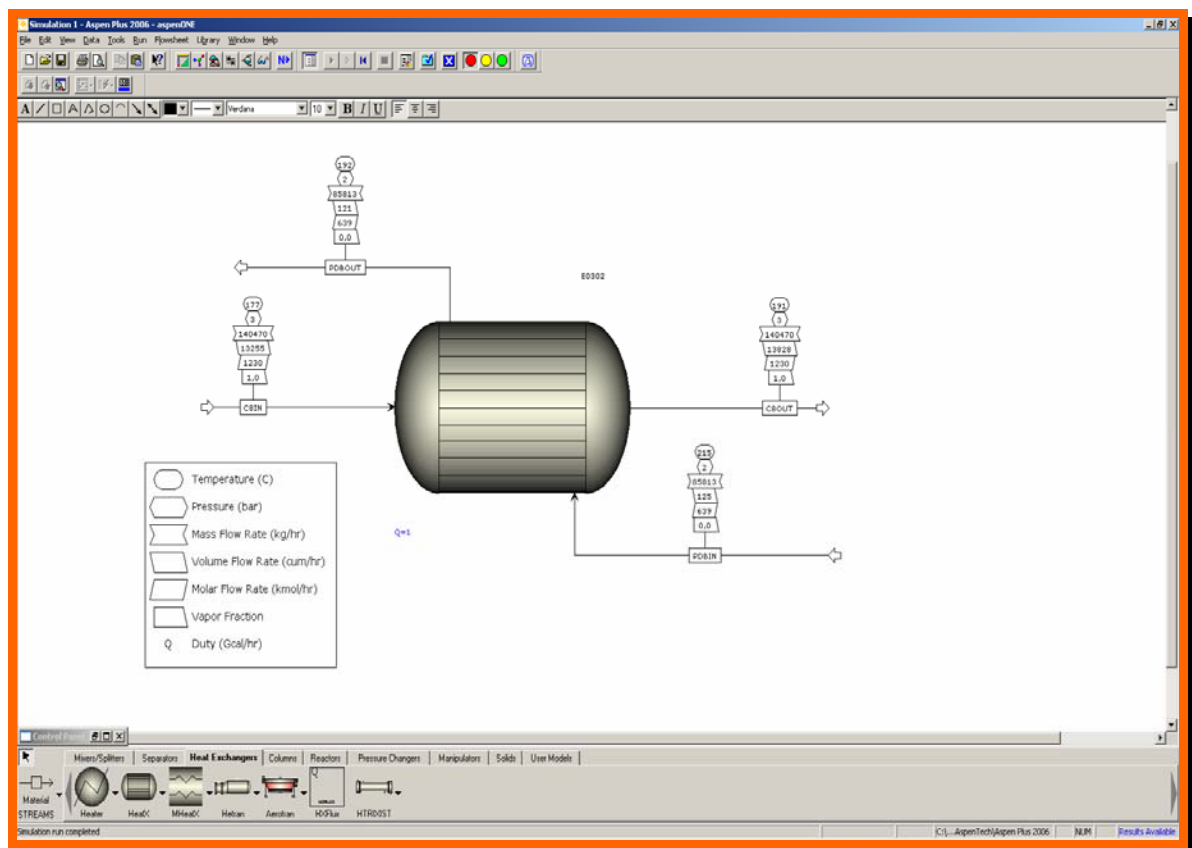


Figura 22 – Simulação *ASPEN* – E0302

Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.

Pela análise à simulação do permutador de calor E0302, verifica-se que não existem desvios significativos (inferiores a 5 %) relativos à média das leituras reais. Pela comparação das temperaturas, verifica-se que a corrente de C8's mantém exactamente as temperaturas de operação, mas a corrente de Paradietilbenzeno (PDEB) arrefece menos do que o registado.

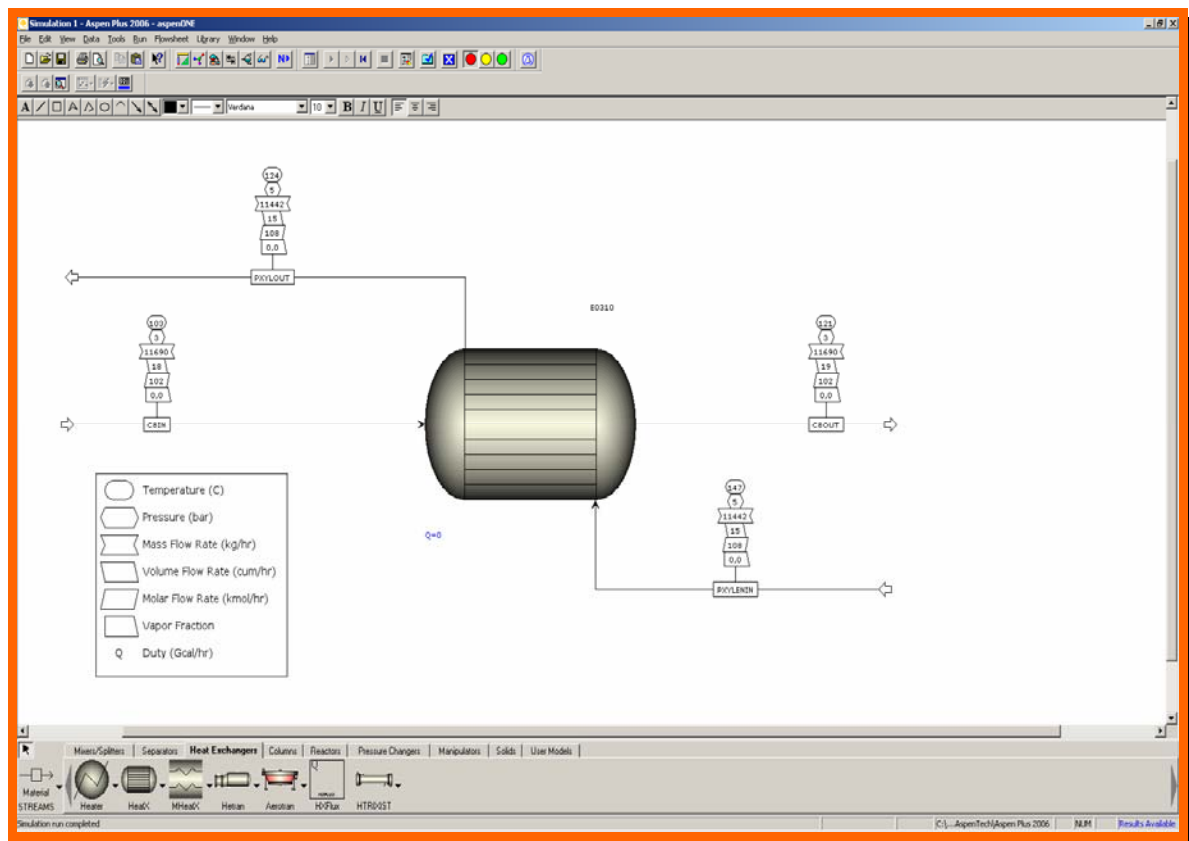


Figura 23 – Simulação ASPEN – E0310

Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.

A simulação deste permutador de calor em ASPEN PLUS traduz as leituras de operação (média dos dias 30/3/2009 e 3/04/2009), onde se verifica concordância da temperatura de entrada e saída da corrente de C8's e da corrente de Paraxileno.

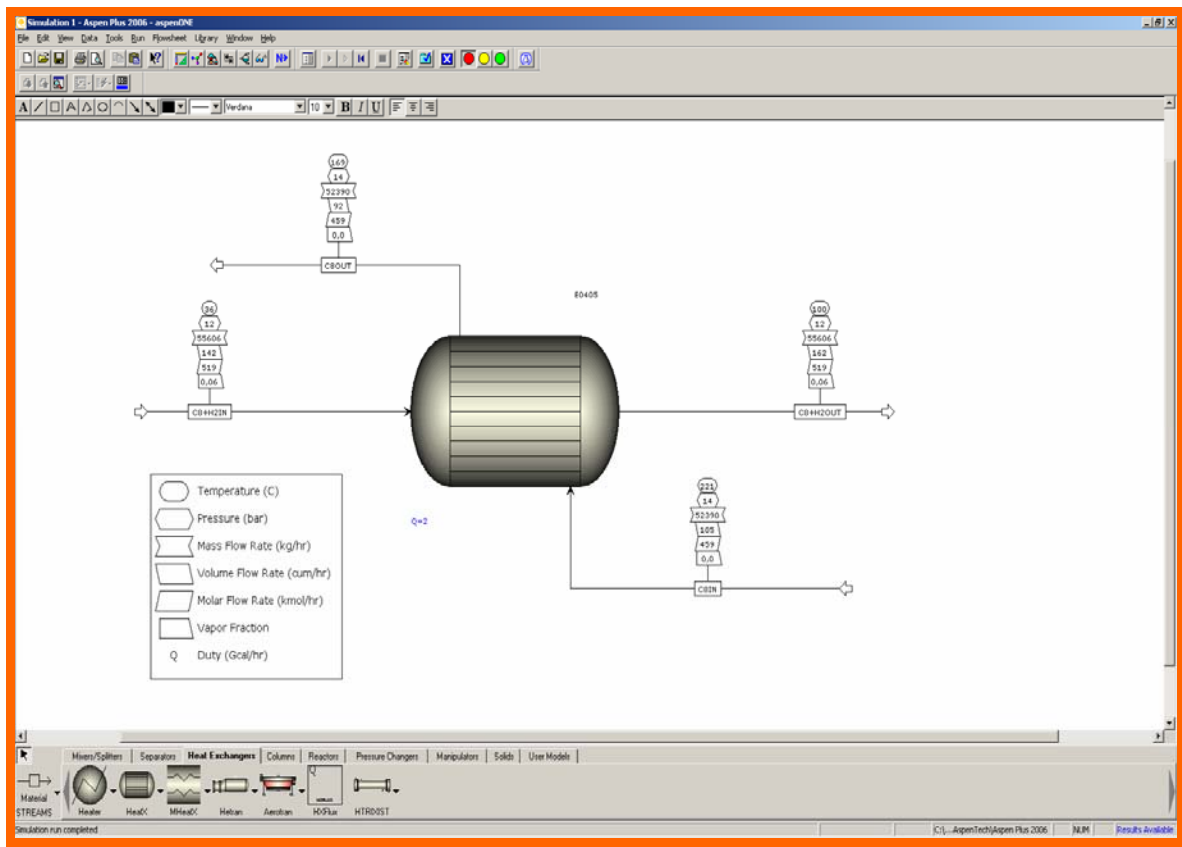


Figura 24 – Simulação ASPEN – E0405

Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.

Pela análise do permutador de calor de referência E0405, verifica-se que a corrente de C8's + Hidrogénio (corrente fria) é aquecida dos 36 °C aos 100 °C, mas a corrente de C8's (corrente quente) precisa de arrefecer mais do que ocorre na sala de controlo.

Tendo em consideração esta simulação e as RPC obtidas anteriormente (ver Capítulo 4, Figura 19, RPC n.º 2 – Actuar na corrente 24), procedeu-se a um estudo para verificar o efeito energético e económico de efectuar um pré-aquecimento da corrente fria n.º 33 (C8's + Hidrogénio) com a corrente quente n.º 24 (C8's).

Em todas as simulações efectuadas em *ASPEN PLUS*, o modelo Termodinâmico utilizado como equação de estado foi o *Peng-Robinson (PENG-ROB)*.

6. Proposta de Instalação de Permutador de Calor E1

6.1. Apresentação

Após análise *Pinch* (PE), e várias simulações em *ASPEN* verifica-se que uma integração energética total das unidades U0300 e U0400 se torna inviável, pois altera todo o *layout* das unidades 0300 e 0400 da FAR.

Numa tentativa de integração parcial, em que o investimento não seja muito elevado e os efeitos de poupança de combustível nas fornalhas seja significativo, propõe-se a seguinte solução:

- Instalação de um novo permutador de calor E1, de Carcaça e Tubos, com duas passagens na carcaça e duas passagens nos tubos, com uma área de aproximadamente 22 m², tubos em U, em aço-carbono com protecção anticorrosiva no exterior da carcaça, com as seguintes especificações:

Tabela 6 – Especificações do Permutador de Calor E1

Permutador de Calor E1	
Características	
Tipo	Cilindrico
Posição	Horizontal
Fundos	Copados
Dimensões	
Diâmetro exterior do feixe tubular (mm)	508
Comprimento do feixe tubular (mm)	3000
Dados de Cálculo	
Fluido Frio	
Pressão de Cálculo (bar)	15
Temperatura de Cálculo (°C)	80
Fluido Quente	
Pressão de Cálculo (bar)	5
Temperatura de Cálculo (°C)	150
Materiais	
Corpo	Tubo Aço A 106 Gr. B
Fundos	Aço A 234 WPB
Espelhos	Aço A 105
Flanges do corpo	Aço A 105
Tubuladuras	Aço A 106
Flanges	Aço A 105
Chicanas	Aço P 265 GH
Apoios	Aço P 265 GH
Tubos do feixe	Aço A 179
Acessórios	
	4 Tubuladuras Flangeadas diâmetro 3"
Preço (€)	
	18200

Para esta simulação foram considerados os caudais mássicos de projecto, as temperaturas de entrada e saída são as determinadas através de simulação em *ASPEN PLUS*, enquadradas nos valores normais de funcionamento da corrente n.º 24 e n.º 33.

A fonte de dados introduzida na simulação do permutador, nomeadamente coeficiente global de transferência de Calor U, fouling, e outros dados necessários para cálculo, foram obtidos através do simulador *ASPEN PLUS*.

As seguintes figuras mostram as simulações efectuadas em *ASPEN PLUS* para determinação de vários parâmetros necessários à implementação do permutador proposto:

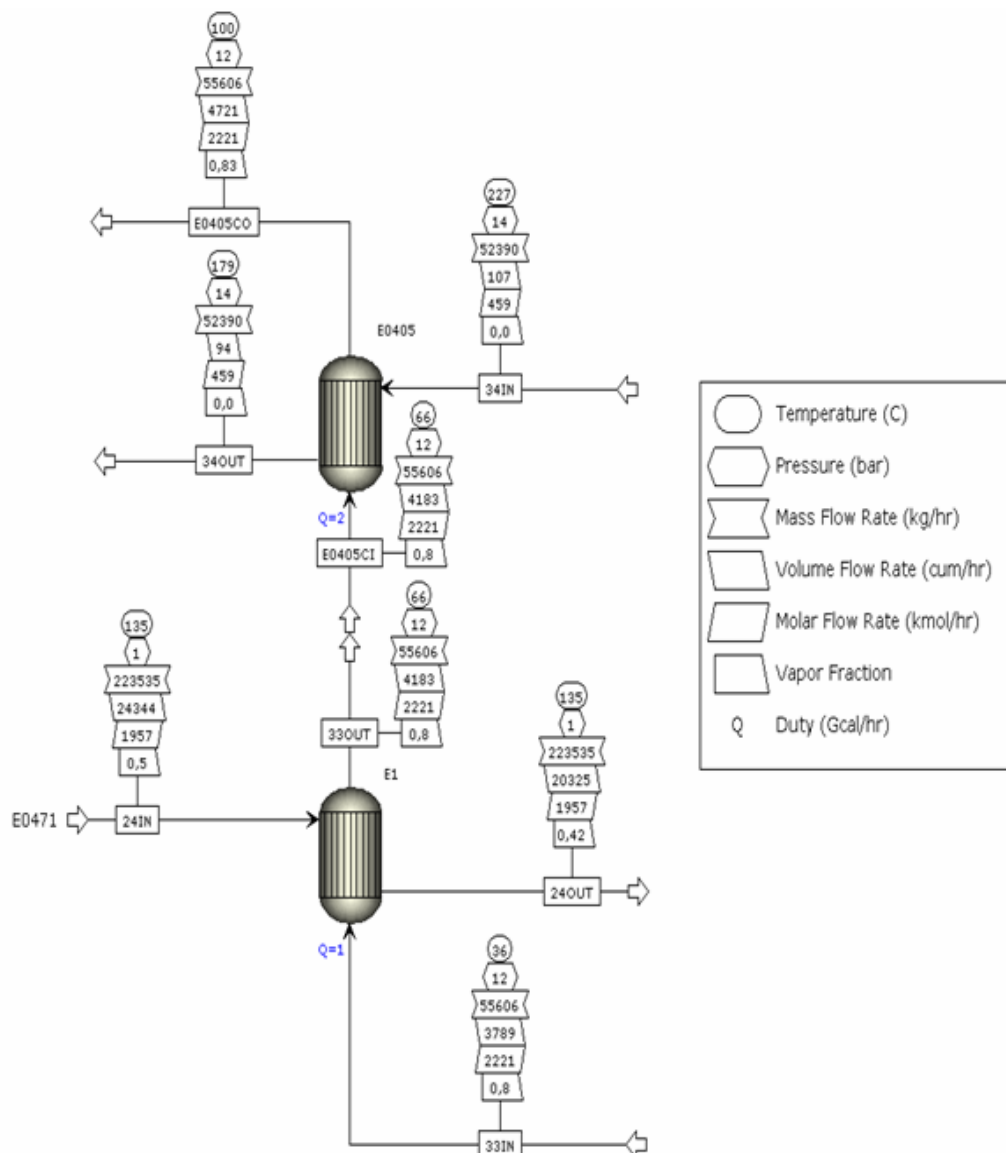


Figura 25 – Integração Energética proposta – Localização do Permutador E1

A Figura 25 esquematiza a proposta de instalação de um novo permutador de calor E1, o qual vai permitir um pré-aquecimento da corrente n.º 33 com a corrente n.º 24, possibilitando assim uma redução do consumo de combustível da fornalha H0402.

O pré-aquecimento efectuado permitirá colocar a corrente n.º 33 no permutador de calor E0405 com uma temperatura de 66 °C, em vez de 36 °C. Este pré-aquecimento permitirá uma poupança de 1047 kW (0,9 Gcal/h), o que traduz uma poupança de 742 ton/ano no consumo de combustível (tendo como base o Fuel-óleo).

The screenshot shows a software interface with a 'Material' tab and several sub-tabs: Heat, Load, Work, Vol. % Curves, Wt. % Curves, Petro. Curves, and Poly. Curves. Below these are controls for 'Display: All streams', 'Format: GEN_M', and a 'Stream Table' button. The table below contains the following data:

	24IN	24OUT	33IN	33OUT	34IN	34OUT	E0405CI	E0405CO
Temperature C	135,0	135,0	36,0	66,0	227,0	178,8	66,0	100,0
Pressure bar	1,295	1,295	12,300	12,300	13,700	13,700	12,300	12,300
Vapor Frac	0,500	0,416	0,796	0,802	0,000	0,000	0,802	0,826
Mole Flow kmol/hr	1956,869	1956,869	2221,007	2221,007	458,632	458,632	2221,007	2221,007
Mass Flow kg/hr	223535,000	223535,000	55606,000	55606,000	52390,000	52390,000	55606,000	55606,000
Volume Flow cum/hr	24343,761	20324,534	3788,729	4183,232	106,525	94,298	4183,232	4721,033
Enthalpy MMkcal/hr	-94,676	-96,011	-26,657	-25,322	-20,641	-22,516	-25,322	-23,447
Mole Flow kmol/hr								
N-OCT-01	1956,869	1956,869	455,632	455,632	458,632	458,632	455,632	455,632
HYDRO-01			1765,375	1765,375			1765,375	1765,375

Figura 26 – Caracterização das correntes intervenientes

A Figura 26 apresenta as principais características das correntes processuais propostas. É de salientar que este estudo tem como base manter as temperaturas e caudais mássicos normais ao bom funcionamento da unidade 0400 da FAR, sendo assim as temperaturas das correntes apresentadas nas tabelas 2 e 3 mantêm-se.

		24N	24OUT	33N	33OUT	34N	34OUT	E0405CI	E0405CO
From			E1		E1		E0405		E0405
To		E1		E1		E0405		E0405	
Substream: MIXED									
Phase:		Mixed	Mixed	Mixed	Mixed	Liquid	Liquid	Mixed	Mixed
Component Mole Flow									
N-OCT-01	KMOLHR	1956,87	1956,87	455,63	455,63	458,63	458,63	455,63	455,63
HYDRO-01	KMOLHR	0,00	0,00	1765,38	1765,38	0,00	0,00	1765,38	1765,38
Mole Flow	KMOLHR	1956,87	1956,87	2221,01	2221,01	458,63	458,63	2221,01	2221,01
Mass Flow	KGHR	223535,00	223535,00	55606,00	55606,00	52390,00	52390,00	55606,00	55606,00
Volume Flow	CUMHR	24343,76	20324,53	3788,73	4183,23	106,53	94,30	4183,23	4721,03
Temperature	C	135,00	135,00	36,00	66,00	227,00	178,83	66,00	100,00
Pressure	BAR	1,30	1,30	12,30	12,30	13,70	13,70	12,30	12,30
Vapor Fraction		0,50	0,42	0,80	0,80	0,00	0,00	0,80	0,83
Liquid Fraction		0,50	0,58	0,20	0,20	1,00	1,00	0,20	0,17
Solid Fraction		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Enthalpy	KCALMOL	-49,38	-49,06	-12,00	-11,40	-45,00	-49,09	-11,40	-10,56
Mass Enthalpy	KCALKG	-423,53	-429,51	-479,39	-455,37	-393,98	-429,78	-455,37	-421,65
Enthalpy Flow	GICALHR	-94,68	-96,01	-26,66	-25,32	-20,64	-22,52	-25,32	-23,45
Molar Entropy	CALMOL-K	-174,61	-176,28	-45,26	-43,41	-168,33	-176,92	-43,41	-41,04
Mass Entropy	CALKG-K	-1,53	-1,54	-1,81	-1,73	-1,47	-1,55	-1,73	-1,64
Molar Density	KMOLCUM	0,08	0,10	0,59	0,53	4,31	4,86	0,53	0,47
Mass Density	KGICUM	9,18	11,00	14,68	13,29	491,81	555,58	13,29	11,78
Average Molecular Weight		114,23	114,23	25,04	25,04	114,23	114,23	25,04	25,04

Figura 27 – Caracterização pormenorizada das correntes intervenientes

Na Figura 27 pode-se visualizar de forma pormenorizada as correntes n.º 24, corrente n.º 33, corrente n.º 34 e a corrente E0405CI e E0405CO, correspondentes à corrente n.º 33 à saída do novo permutador de calor E1 e após a saída do permutador de calor E0405.

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage
Heatx results:						
		Inlet		Outlet		
Hot stream:		34IN		34OUT		
Temperature:		227	C	178.827673	C	
Pressure:		13.7	bar	13.7	bar	
Vapor fraction:		0		0		
Cold stream:		E0405CI		E0405CO		
Temperature:		66	C	100	C	
Pressure:		12.3	bar	12.3	bar	
Vapor fraction:		0.80238002		0.8262032		
Heat duty:		1.87520123		Gcal/hr		

Figura 28 – Caracterização das correntes do E0405

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones
Mass and energy balance					
	Total	In	Out	Rel. diff	
▶	Mole-flow: kmol/hr	2679.63891	2679.63891	0	
	Mass-flow: kg/hr	107996	107996	0	
	Enthalpy: Gcal/hr	-45.962839	-45.962839	-1.546E-16	

Figura 29 – Balanço Mássico e Energético ao E0405

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones
Exchanger details					
▶	Calculated heat duty:	1.87520123	Gcal/hr		
	Required exchanger area:	21.4209886	sqm		
	Actual exchanger area:	21.4209886	sqm		
	Percent over (under) design:	0			
	Average U (Dirty):	730.868444	kcal/hr-sqm-K		
	Average U (Clean):				
	UA:	4348.86794	cal/sec-K		
	LMTD (Corrected):	119.774102	C		
	LMTD correction factor:	1			
	Thermal effectiveness:				
	Number of transfer units:				
	Number of shells in series:	1			
	Number of shells in parallel:				

Figura 30 – Detalhes técnicos do permutador de calor E0405

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones	Utility Usage	
View: Zone summary							
Profiles							
Zone	Hot-side Temp	Cold-side Temp	LMTD	U	Duty	Area	UA
	C	C	C	kcal/hr-c	Gcal/hr	sqm	cal/sec-l
1	178.827673	100	119.774102	730.868444	1.87520123	21.4209886	4348.86794

Figura 31 – Breve sumário do permutador de calor E0405

	E0405CI	34IN	34OUT	E0405CO
Temperature C	66,0	227,0	178,8	100,0
Pressure bar	12,300	13,700	13,700	12,300
Vapor Frac	0,802	0,000	0,000	0,826
Mole Flow kmol/hr	2221,007	458,632	458,632	2221,007
Mass Flow kg/hr	55606,000	52390,000	52390,000	55606,000
Volume Flow cum/hr	4183,232	106,525	94,298	4721,033
Enthalpy MMkcal/hr	-25,322	-20,641	-22,516	-23,447
Mole Flow				
N-OCT-01	455,632	458,632	458,632	455,632
HYDRO-01	1765,375			1765,375

Figura 32 – Caracterização das correntes intervenientes do E0405

		34IN	34OUT	E0405CI	E0405CO
From			E0405		E0405
To		E0405		E0405	
Substream: MIXED					
Phase:		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed
Component Mole Flow					
N-OCT-01	KMOLHR	458,63	458,63	455,63	455,63
HYDRO-01	KMOLHR	0,00	0,00	1765,38	1765,38
Mole Flow	KMOLHR	458,63	458,63	2221,01	2221,01
Mass Flow	KGHR	52390,00	52390,00	55606,00	55606,00
Volume Flow	CUMHR	106,53	94,30	4183,23	4721,03
Temperature	C	227,00	178,83	66,00	100,00
Pressure	BAR	13,70	13,70	12,30	12,30
Vapor Fraction		0,00	0,00	0,80	0,83
Liquid Fraction		1,00	1,00	0,20	0,17
Solid Fraction		0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Enthalpy	KCALMOL	-45,00	-49,09	-11,40	-10,56
Mass Enthalpy	KCAL/KG	-393,98	-429,78	-455,37	-421,65
Enthalpy Flow	GCALHR	-20,64	-22,52	-25,32	-23,45
Molar Entropy	CALMOL-K	-168,33	-176,92	-43,41	-41,04
Mass Entropy	CAL/KG-K	-1,47	-1,55	-1,73	-1,64
Molar Density	KMOL/CUM	4,31	4,86	0,53	0,47
Mass Density	KG/CUM	491,81	555,58	13,29	11,78
Average Molecular Weight		114,23	114,23	25,04	25,04

Figura 33 – Caracterização pormenorizada das correntes intervenientes no E0405

Nota: Visualizar Figura 4 para verificar localização e ligações ao equipamento.

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones
Heatx results					
	Inlet		Outlet		
Hot stream:	24IN		24OUT		
Temperature:	135	C	135.001118	C	
Pressure:	1.29526984	bar	1.29526984	bar	
Vapor fraction:	0.5		0.4161713		
Cold stream:	33IN		33OUT		
Temperature:	36	C	66	C	
Pressure:	12.3	bar	12.3	bar	
Vapor fraction:	0.79558938		0.80238002		
Heat duty:	1.33532265	Gcal/hr			

Figura 34 – Caracterização das correntes do E1

A Figura 34 apresenta a caracterização das correntes intervenientes no novo permutador de calor E1. A pressão presente em cada corrente é estimada e aproximada à pressão da mesma corrente a montante do permutador de calor.

Summary		Balance	Exchanger Details	Pres Drop/Velocities	Zones
Mass and energy balance					
	Total	In	Out	Rel. diff	
► Mole-flow:	kmol/hr	4177.87599	4177.87599	0	
Mass-flow:	kg/hr	279141	279141	0	
Enthalpy:	Gcal/hr	-121.33265	-121.33265	0	

Figura 35 – Balanço Mássico e Energético ao E1

Summary			Balance			Exchanger Details			Pres Drop/velocities		
Exchanger details											
Calculated heat duty:	1.33532265	Gcal/hr									
Required exchanger area:	21.9857784	sqm									
Actual exchanger area:	21.9857784	sqm									
Percent over (under) design:	0										
Average U (Dirty):	730.868444	kcal/hr-sqm-K									
Average U (Clean):											
UA:	4463.53101	cal/sec-K									
LMTD (Corrected):	83.0995977	C									
LMTD correction factor:	1										
Thermal effectiveness:											
Number of transfer units:											
Number of shells in series:	1										
Number of shells in parallel:											

Figura 36 – Detalhes técnicos do permutador de calor E1

A Figura 36 mostra os dados técnicos do novo permutador de calor E1. Estes dados técnicos foram utilizados para efectuar uma consulta junto de dois fornecedores de equipamentos da Galp Energia S.A..

Summary			Balance			Exchanger Details			Pres Drop/velocities			Zones			Utility Usage		
View: Zone summary																	
Profiles																	
Zone	Hot-side Temp	Cold-side Temp	LMTD	U	Duty	Area	UA										
	C	C	C	kcal/hr-s	Gcal/hr	sqm	cal/sec-K										
1	135.001118	66	83.0995977	730.868444	1.33532265	21.9857784	4463.53101										

Figura 37 – Breve sumário do permutador de calor E1

Material	Vol.% Curves	Wt.% Curves	Petro. Curves	Poly. Curves
Display: Streams Format: GEN_M Stream Table				
	24IN	33IN	33OUT	24OUT
Temperature C	135,0	36,0	66,0	135,0
Pressure bar	1,295	12,300	12,300	1,295
Vapor Frac	0,500	0,796	0,802	0,416
Mole Flow kmol/hr	1956,869	2221,007	2221,007	1956,869
Mass Flow kg/hr	223535,000	55606,000	55606,000	223535,000
Volume Flow cum/hr	24343,761	3788,729	4183,232	20324,534
Enthalpy MMkcal/hr	-94,676	-26,657	-25,322	-96,011
Mole Flow				
N-OCT-01	1956,869	455,632	455,632	1956,869
HYDRO-01		1765,375	1765,375	

Figura 38 – Caracterização das Correntes Intervinentes do E1

		24IN	24OUT	33IN	33OUT
From			E1		E1
To		E1		E1	
Substream: MIXED					
Phase:		Mixed	Mixed	Mixed	Mixed
Component Mole Flow					
N-OCT-01	KMOLHR	1956,87	1956,87	455,63	455,63
HYDRO-01	KMOLHR	0,00	0,00	1765,38	1765,38
Mole Flow	KMOLHR	1956,87	1956,87	2221,01	2221,01
Mass Flow	KGHR	223535,00	223535,00	55606,00	55606,00
Volume Flow	CUMHR	24343,76	20324,53	3788,73	4183,23
Temperature	C	135,00	135,00	36,00	66,00
Pressure	BAR	1,30	1,30	12,30	12,30
Vapor Fraction		0,50	0,42	0,80	0,80
Liquid Fraction		0,50	0,58	0,20	0,20
Solid Fraction		0,00	0,00	0,00	0,00
Molar Enthalpy	KCALMOL	-48,38	-49,06	-12,00	-11,40
Mass Enthalpy	KCALKG	-423,53	-429,51	-479,39	-455,37
Enthalpy Flow	GCALHR	-94,68	-96,01	-26,66	-25,32
Molar Entropy	CALMOL-K	-174,61	-176,28	-45,26	-43,41
Mass Entropy	CAL/KG-K	-1,53	-1,54	-1,81	-1,73
Molar Density	KMOL/CUM	0,08	0,10	0,59	0,53
Mass Density	KG/CUM	9,18	11,00	14,68	13,29
Average Molecular Weight		114,23	114,23	25,04	25,04

Figura 39 – Caracterização pormenorizada das Correntes Intervinentes no E1

6.2. Análise Técnica e Económica

Para verificação da viabilidade desta proposta, realizou-se uma análise económica de investimento considerando-se os seguintes pressupostos:

Preço do Permutador de Carcaça e Tubos E1:	18200 €
Preço estimado dos acessórios:	5000 €
Preço estimado da Instalação do Permutador de Calor:	5000 €
Custo estimado devido à paragem para instalação do PC:	10000 €
Custo anual de operação do sistema:	2000 €/ano
Vida útil do permutador de calor:	20 anos
Manutenção Anual:	5,0 % do custo do sistema
Renovação de componentes:	5,0 % do custo do sistema
Valor Residual:	5,0 % do custo do sistema
Preço médio do combustível (Fuel-óleo):	0,2144 €/kg
Poder Calorífico Inferior do Fuel-óleo:	40228320 J/kg
Taxa de Actualização:	15 %
Cash Flow anual = Poupança em combustível:	159139 €/ano
Calor transferido:	1047265,198 W

Nota: Para cálculo, considerou-se 330 dias de operação por ano, a laborar 24 h/dia e considerou-se apenas a utilização de Fuel-óleo como combustível.

VAL: 929 k€

TIR: 385 %

6.3. Exemplo de Cálculo

A análise deste investimento é efectuada da seguinte forma:

Cálculo do Calor Transferido:

$$Q = m_f \times c_{pf} \times (T_{fs} - T_{fe}) \quad [8] \quad (\text{Equação 6})$$

Q	Calor Transferido (W)
m_f	Caudal mássico de projecto da corrente fria (corrente n.º 33) (kg/s)
c_{pf}	Capacidade calorífica a pressão constante da corrente fria (J/(kg°C))
T_{fs}	Temperatura de saída da corrente fria (°C)
T_{fe}	Temperatura de Entrada da corrente fria (°C)

Cálculo da quantidade de Fuel-óleo economizada:

$$QFE = Q / PCI \quad [8] \quad (\text{Equação 7})$$

QFE	Quantidade de Fuel-óleo economizada (kg/s)
Q	Calor Transferido (W)
PCI	Poder calorífico inferior do Fuel-óleo (J/kg)

Cálculo da economia em combustível:

$$EC=QFE \times CF \quad [8] \quad (\text{Equação 8})$$

EC	Economia em combustível (€/s)
QFE	Quantidade de Fuel-óleo economizada (kg/s)
CF	Custo do Fuel-óleo (€/kg)

Cálculo do tempo de Recuperação:

$$TR=(I/(EF-COP)) \quad [9] \quad (\text{Equação 9})$$

TR	Tempo de recuperação (ano)
I	Investimento inicial total (€)
EF	Economia em Fuel-óleo (€/ano)
COP	Custos totais de operação (€/ano)

Como COP considerou-se o seguinte:

$$COP=CM+CC+CO \quad [9] \quad (\text{Equação 10})$$

COP	Custos totais de operação (€/ano)
CM	Custos de manutenção (5 % do custo do sistema) (€/ano)
CC	Custo de renovação de componentes (5 % do custo do sistema) (€/ano)
CO	Custo de operação estimados (€/ano)

Cálculo da VAL (Valor Actual Líquido)

$$VAL = \sum_{p=i} (CF_p) / (1+j)^{p-i} \quad [9] \quad (\text{Equação 11})$$

VAL	Valor Actual Líquido (€)
i	Intervalo de 1 a n (ano)
p	Período (ano)
CF _p	Cash Flow de exploração do período p (€)
j	Taxa de actualização

Cálculo da TIR (Taxa Interna de Rentabilidade)

$$TIR = j_1 + [(j_2 - j_1) \times (VAL_1 / (VAL_1 - VAL_2))] \quad [9] \quad (\text{Equação 12})$$

TIR	Taxa Interna de Rentabilidade (%)
j ₁	Taxa para a qual VAL > 0
j ₂	Taxa para a qual VAL < 0
VAL ₁	Valor actual líquido positivo
VAL ₂	Valor actual líquido negativo

Stream Name	33 Vapour Phase Liquid Phase			24 Vapour Phase	
Molecular Weight	107,0501781	2,718913305	113,1488926	114,2320023	114,2320023
Molar Density [kgmole/m ³]	3,582508666	0,454449348	5,994412154	3,08E-02	3,08E-02
Mass Density [kg/m ³]	383,5081908	1,235608379	678,261097	3,520228098	3,520228098
Act. Volume Flow [m ³ /h]	144,9929919	63,1248106	81,86818129	63500,14652	63500,14652
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2121,329112	-198,8123501	-2124,02958	-1619,184862	-1619,184862
Mass Entropy [kJ/kg-C]	0,602789509	38,6671481	0,549322314	1,858998279	1,858998279
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	241,9377607	29,66806414	254,3460477	248,953004	248,953004
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,260040711	10,91173598	2,247888086	2,179363043	2,179363043
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4806400,288	272488,4218	5071431,427	5118500	5118500
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	44898,57348	100219,6066	44820,86665	44807,93384	44807,93384
Phase Fraction [Vol. Basis]	1,07E-02	1,07E-02	0,989312285		1
Phase Fraction [Mass Basis]	1,40E-03	1,40E-03	0,998597318	4,94065645841247e-324	1
Partial Pressure of CO ₂ [kPa]	0			0	
Cost Based on Flow [Cost/s]	0	0	0	0	0
Act. Gas Flow [ACT_m ³ /h]		63,1248106		63500,14652	63500,14652
Avg. Liq. Density [kgmole/m ³]	6,517754729	33,67940917	6,22432259	6,174950979	6,174950979
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	241,9377607	29,66806414	254,3460477	248,953004	248,953004
Std. Gas Flow [STD_m ³ /h]	12281,83392	678,2886218	11603,54529	46268,63661	46268,63661
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m ³]	697,7268046	91,57139369	704,2752083	705,3770142	705,3770142
Act. Liq. Flow [m ³ /s]	2,27E-02		2,27E-02		
Z Factor		1,004261619	7,61E-02	0,956247797	0,956247797
Watson K	12,62713442	38,0384539	12,66186477	12,66835749	12,66835749
User Property					
Partial Pressure of H ₂ S [kPa]	0			0	
Cp/(Cp - R)	1,035588552	1,389361226	1,03379369	1,034551053	1,034551053
Cp/Cv	1,00445268	1,39404522	1,161398748	1,04107679	1,04107679
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	125252,0743			34779,02789	
Kinematic Viscosity [cSt]		7,761234138	0,561029221	1,985649364	1,985649364
Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m ³]	697,0866455		706,6326015	708,3052708	708,3052708
Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m ³ /h]	79,76913682		78,58115001	315,5913265	315,5913265
Liquid Fraction	0,944773018	0	1	0	0
Molar Volume [m ³ /kgmole]	0,279134007	2,200465254	0,166822029	32,45017058	32,45017058
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	1170,031442			304,459584	
Phase Fraction [Molar Basis]	5,52E-02	5,52E-02	0,944773018	1	1
Surface Tension [dyne/cm]	18,52527939		18,52527939		
Thermal Conductivity [W/m-K]		0,183146335	0,11823961	1,96E-02	1,96E-02
Viscosity [cP]		9,59E-03	0,380524295	6,99E-03	6,99E-03
Cv [Semi-Ideal] [kJ/kgmole-C]	233,6234407	21,35374414	246,0317277	240,638684	240,638684
Mass Cv [Semi-Ideal] [kJ/kg-C]	2,182373209	7,853778973	2,174406854	2,106578535	2,106578535
Cv [kJ/kgmole-C]	240,8652648	21,28199553	218,9997606	239,1302989	239,1302989
Mass Cv [kJ/kg-C]	2,250022084	7,827390264	1,935500698	2,09337396	2,09337396
Cv [Ent. Method] [kJ/kgmole-C]	242,0556336	21,27635454		239,0367508	239,0367508
Mass Cv [Ent. Method] [kJ/kg-C]	2,261141811	7,825315541		2,092555029	2,092555029
Cp/Cv [Ent. Method]	0,999513034	1,394414823		1,04148422	1,04148422
Reid VP at 37.8 C [kPa]			40,79021089		
True VP at 37.8 C [kPa]	9397,371878		1313,484701	3,815333091	3,815333091
Liq. Vol. Flow - Sum[Std. Cond] [m ³ /h]	78,58114859	0	78,58114859	315,5913265	315,5913265

Figura 40 – Propriedades Físicas das correntes n.º 33 e n.º 34

Fonte: ASPEN HYSYS

Área de Transferência de Calor	A		m2	22	
Coefficiente Global de Transferência de Calor	U		W/(m²°C)	850	
Cp H 24			J/(kg°C)	2179,363043	
Cp C 33			J/(kg°C)	2260,040711	
Massa Específica H 24			kg/m3	3,520228098	
Massa Específica C 33			kg/m3	983,5081908	
Custo Permutador de Calor	CP		€	18200	
Instalação do PC				5000	
Paragem devida à instalação do PC				10000	
Custo Acessórios Permutador de Calor	CAP		€	5000	
Custo de Operação do Permutador de Calor	COP		€/ano	2000	
Custo do Fuel Oil	CF		€/kg	0,2144	
Poder Calorífico Inferior do Fuel Oil	PCI		J/kg	40228320	
Caudal H 24	mq		kg/s	62,09305556	
Caudal C 33	mf		kg/s	15,44611111	
Temperatura de Entrada H 24	Tqe		°C	135	
Temperatura de Saída H 24	Tqs		°C	135	
Temperatura de Entrada C 33	Tfe		°C	36	
Temperatura de Saída C 33	Tfs		°C	66	
Q=?					
Cálculo do Q					
$Q=mq*cp*(Tfs-Tfe)$		Q=	1047265,198 W		Q= 901950,8884 kcal/h
Cálculo da Economia em Fuel Oil					
Quantidade de Fuel-oil economizada = Q/PCI =		0,026033033 kg/s		742253,8483 kg/ano	
Economia Fuel=(Q/PCI)*CF	CFp	Economia Fuel=	0,005581482 €/s		
		Economia Fuel Anual=	159139,2251 €/ano		(dias ano = 330)
Cálculo do Tempo de Recuperação					
Tempo de Recuperação=(CP+CAP)/(Economia Fuel Anual-COP)		Tempo de Recuperação=	0,259657675 anos		94,7750513 dias
Análise Económica:					
Preço do Permutador de Carcaça e Tubos E1:		18200	€		
Preço estimado dos acessórios:		5000	€		
Custo anual de Operação do sistema:		2000	€/ano		
Vida útil do permutador de calor:		20	ano		
Manutenção Anual:			1160		5,0% do custo do sistema
Renovação de componentes:			1160		5,0 % do custo do sistema
Valor Residual:			1160		5,0 % do custo do sistema
Preço médio do combustível (Fuel-oil):			0,2144 €/kg		
Poder Calorífico Inferior do Fuel-Oil:			40228320 J/kg		
Factor de Actualização			0,15		VAL=0 aos 385% = TIR
Anos	Cash flow do investimento	Factor de Actualização $1/(1,15)^p$	Cash flow Actualizado	Cash flow Acumulado	
0	-40200	1,000000000	-40200	-40200	
1	154819,2251	0,869565217	134625,4131	94425,41312	
2	154819,2251	0,756143667	117065,5766	211490,9897	
3	154819,2251	0,657516232	101796,1536	313287,1433	
4	154819,2251	0,571753246	88518,39442	401805,5377	
5	154819,2251	0,497176735	76972,51689	478778,0546	
6	154819,2251	0,432327596	66932,62338	545710,678	
7	154819,2251	0,375937040	58202,2812	603912,9592	
8	154819,2251	0,326901774	50610,67931	654523,6305	
9	154819,2251	0,284262412	44009,28635	698532,9249	
10	154819,2251	0,247184706	38268,94465	736801,8695	
11	154819,2251	0,214943223	33277,34318	770079,2127	
12	154819,2251	0,186907150	28936,82015	799016,0329	
13	154819,2251	0,162527957	25162,45231	824178,4852	
14	154819,2251	0,141328658	21880,39331	846058,8785	
15	154819,2251	0,122894485	19026,42897	865085,3075	
16	154819,2251	0,106864770	16544,72084	881630,0283	
17	154819,2251	0,092925887	14386,71377	896016,7421	
18	154819,2251	0,080805119	12510,18589	908526,928	
19	154819,2251	0,070265321	10878,42251	919405,3505	
20	155979,2251	0,061100279	9530,374162	928935,7246	
VAL	$\sum_{p=1}^n (CF_p/(1+i)^p) - I$		928935,7246 €		
TIR	$i + [(2-i) * (VAL1/(VAL1-VAL2))]$		385%		
$i1=0,15$ $i2=3,85$	VAL=0 aos 385% = TIR				

Figura 41 – Folha de Cálculo para Análise Energética e Económica

6.4. Emissões de CO₂

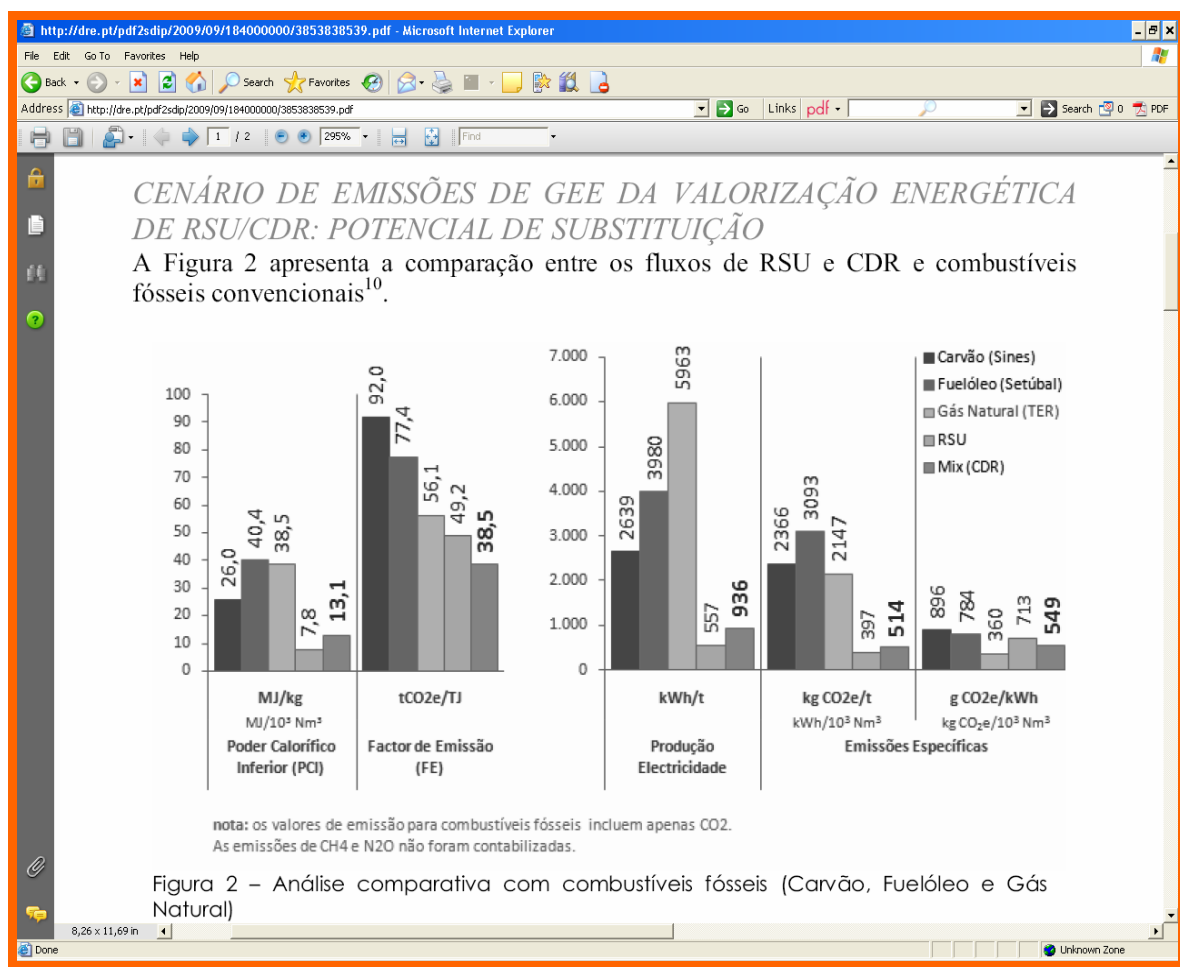


Figura 42 – Emissões Gasosas

Fonte: Diário da República (<http://dre.pt/pdf2sdip/2009/09/184000000/3853838539.pdf>) (acedido em 12 de Outubro de 2009).

Tendo como base o *Diário da República*, 2.^a série — N.º 184 — 22 de Setembro de 2009, verifica-se que para uma poupança de 742 ton/ano de Fuel-óleo, existe uma redução anual nas emissões de CO₂ da ordem das 2,3 kton.

7. Conclusões e Sugestões para Trabalho Futuro

7.1. Conclusões

- As unidades U0300 e U0400 da FAR apresentam uma grande desproporção entre valores entálpicos das correntes quentes e das correntes frias. É necessário uma elevada utilização de utilidades frias (ar ambiente e/ou água de arrefecimento):
Min. Utilidades Quentes: 1235 kW
Min. Utilidades Frias: 57420 kW;
- A elaboração da RPC favorece uma redução significativa das necessidades de aquecimento por parte das fornalhas, mas torna-se inviável, a nível prático, alterar as ligações de um número significativo de permutadores de calor;
- A corrente n.º 24 (E0471) apresenta a maior quantidade de calor a recuperar, mas devido à baixa temperatura da mesma torna-se difícil o seu aproveitamento. Pela análise efectuada, a acção mais plausível é a adição de um novo permutador de calor, E1, o qual poderá vir a efectuar uma poupança energética na ordem de 1 Gcal/h conseguindo-se uma redução anual do consumo de Fuel-óleo na ordem das 742 toneladas, traduzindo-se numa poupança anual na ordem dos 159 k€. Para este investimento proposto estima-se uma VAL de 929 k€ e uma TIR de 385 %;
- Estudou-se a possibilidade de pré-aquecer a alimentação da coluna de destilação T0471 com a corrente n.º 24, mas torna-se inviável devido à temperatura de entrada da alimentação ser superior à temperatura da corrente n.º 24 (E0471). Se a temperatura de alimentação fosse da ordem dos 130 °C, tal já seria possível, mas o mesmo não é possível a nível operacional (foi feita esta simulação em *ASPEN PLUS*, mas ocorrem erros durante a simulação, pelo que não se continuou a estudar esta alternativa);
- Efectuaram-se simulações em *ASPEN PLUS* aos vários permutadores de calor e aeroarrefecedores, concluindo-se que as diferenças entre o que ocorre na realidade e em simulação não é significativa (desvios inferiores a 5 %);
- Os Impactos Ambientais decorrentes desta proposta correspondem a uma redução anual das emissões de CO₂ na ordem das 2,3 kton, de acordo com o Protocolo de Quioto, 2008-2012.

7.2. Sugestões para trabalhos Futuro

Estudar o efeito das seguintes situações na melhoria da eficiência energética da Refinaria de Matosinhos:

- Optimização dos processos produtivos nas restantes unidades, optando por tecnologias que favoreçam a redução dos consumos energéticos;
- Pesquisa de equipamentos, materiais e tecnologias mais adequadas para um menor consumo energético traduzindo num aumento de rentabilidade dos processos e aumento de valor para a Galp Energia;
- Optimização de todos os processos de queima, com vista à melhor relação ar vs combustível e outras adaptações para melhorar o rendimento, traduzindo-se numa poupança energética e redução de emissões gasosas;
- Adopção e/ou aperfeiçoamento dos sistemas de medida e controle;
- Estudo da possibilidade de implementação de sistemas solares e eólicos como apoio à produção de energia térmica e eléctrica.

8. Referências bibliográficas

- [1] Data Book de Ambiente e Segurança da Refinaria do Porto 2007;
- [2] Memória Descritiva da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos;
- [3] Grupo Nacional para a Integração de Processos (GNIP), Integração de Processos, Uma metodologia de optimização energética e ambiental, Dezembro 2002;
- [4] T. Gundersen, A Process Integration PRIMER, 3rd edition, SINTEF Energy Research, April 2002a;
- [5] B. Linnhoff, G. T. Polley, V. Shaddev, General Process Improvements through *Pinch* Technology, Chemical Engineering Progress, 51-58, June 1988;
- [6] R. Smith, Chemical Process Design, McGraw-Hill, Inc., 1995;
- [7] J. M. Coulson, J. F. Richardson, Tecnologia Química – Vol VI – Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química, Fundação Calouste Gulbenkian, 1989;
- [8] D. M. Himmelblau, Engenharia Química Princípios e Cálculos, 4^a Edição, PHB Prentice/Hall do Brasil, 1984;
- [9] Miguel Cadilhe, Matemática Financeira Aplicada, Edições ASA;

Anexos

Anexo A – ASPEN

<http://www.aspentech.com/>

Anexo B – HINT

Tese realizada na Faculdade de Ciências da Universidade de Valladolid, a qual demonstra o bom funcionamento do *Software HINT*:

“Department of Chemical Engineering and Environmental Technology, University of Valladolid, Facultad de Ciencias, Prado de la Magdalena s/n, 47011 Valladolid, Spain

Abstract

A free piece of educational software for heat exchanger network design based on the pinch method is presented. The interface of the program has been designed focusing on getting a clear presentation of the concepts of the pinch design methods and letting students the control of all the stages of the design. The program guides students through all the main steps of the design, including energy and cost targeting, utilities selection, heat exchanger network specification, and optimisation and retrofitting analysis. The program has been tested in a MSc pinch technology course for several years, and the feedback obtained from students during this period has been used to optimise the program functionality and its interface. The use of the program improves the efficiency of the course since it let students practice the concepts of the pinch method while relieving them of tedious repetitive calculations.

Keywords: *Heat integration; Pinch technology; Freeware educational software; Heat exchanger network; Retrofitting analysis*

Abbreviations: *GCC, Grand Composite Curves; GUI, Graphical User Interface; HEN, heat exchanger network; HENS, Heat Exchanger Network Synthesis; MINLP, Mixed Integer Non-Linear Programming “*

Print Screen da brochura do GNIP (Grupo Nacional para a Integração de Processos), com descritivo das funcionalidades do software *HINT*:

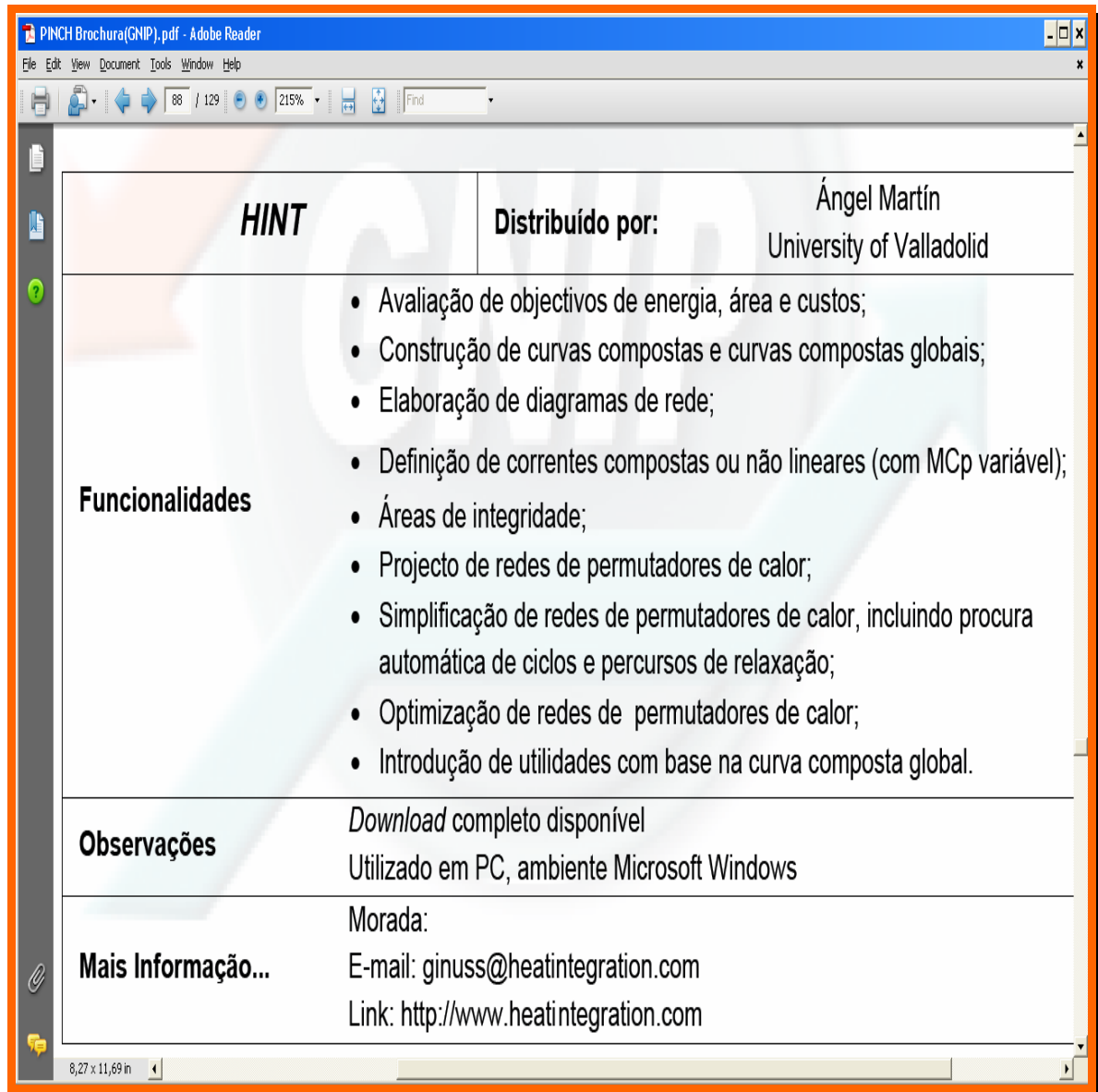


Figura 1 – Descritivo das funcionalidades do software HINT

Anexo C - Orçamento Permutador de Calor E1



PETROLEOS DE PORTUGAL - PETROGAL, SA
REFINARIA DO PORTO
At Exmo. Sr. Eng. Raul Abreu
Apartado 3015
Rua Belchior Robles
4451 - 852 LEÇA DA PALMEIRA

Assunto: N/Referência Data
49 192/SCOM/SD 09-09-02

V/Consulta e-mail de 20 de Agosto 2009

Exmos. Senhores,

Na sequência da vossa consulta, que agradecemos, temos o prazer de submeter à superior apreciação de V. Exas. a nossa melhor proposta para fornecimento de

1 PERMUTADOR DE CALOR

Esperamos que os elementos fornecidos sejam suficientes para uma completa apreciação da nossa proposta. Ficamos, contudo, ao vosso inteiro dispor para qualquer esclarecimento adicional que julguem oportuno.

Na expectativa de podermos ser honrados com a vossa encomenda, com os mais respeitosos cumprimentos nos subscrevemos,

De V. Exas.
Atentamente

A DIRECÇÃO COMERCIAL

B. W. da Cruz
(Batista da Cruz)

JR/EG
[Handwritten signature]

A. Silva Matos Metalomecânica S.A.
T +351234590200
F +351234590201
info@asilmvmatos.pt
www.asilmvmatos.pt
Apartado 8 - 3740-310 Sever do Vouga

Delegação em Lisboa
R. Padre António, 9 B. 1º Esq.
T +351217163432
F +351217163422
1600-848 Lisboa

Mod. AO 203-Rev. 3

Mat. no R.C. de Sever do Vouga sob o n.º 510988190 | C.S. 1.900.026,00 € | NIF 500 988 196

Figura 2 – Orçamento Permutador de Calor

PETROLEOS DE PORTUGAL - PETROGAL, SA
REFINARIA DO PORTO
At Exmo. Sr. Eng. Raul Abreu
Apartado 3015
Rua Belchior Robles
4451 - 852 LEÇA DA PALMEIRA

Assunto : N/Referência Data
49 192/SCOM/SD 09-09-02

V/Consulta e-mail de 20 de Agosto 2009

Refere-se a presente proposta ao fornecimento de 1 PERMUTADOR DE CALOR FEIXE TUBULAR, conforme vossa consulta e descrição seguinte :

1) CARACTERÍSTICAS

- ❖ Tipo cilíndrico
- ❖ Posição horizontal
- ❖ Fundos copados

2) DIMENSÕES

- Diâmetro exterior do feixe tubular 508 mm
- Comprimento do feixe tubular 3000 mm

3) DADOS DE CÁLCULO

- Fluido Frio :

- Pressão de cálculo 15 bar
- Temperatura de cálculo 80° C

- Fluido Quente :

- Pressão de cálculo 5 bar
- Temperatura de cálculo 150° C



A. Silva Matos Metalomecânica S.A.
T +351234590200
F +351234590201
info@asilvamatos.pt
www.asilvamatos.pt
Apartado 8 - 3740-310 Sever do Vouga

Delegação em Lisboa
R. Padre Américo, 9 B 1º Esc.
T +351217103432
F +3512171163422
1800-548 Lisboa

Figura 3 - Orçamento Permutador de Calor (cont.)

4) MATERIAIS

- Corpo tubo aço A 106 Gr. B
- Fundos aço A 234 WPB
- Espelhos aço A 105
- Flanges do corpo aço A 105
- Tubuladuras aço A 106
- Flanges aço A 105
- Chicanes aço P 265 GH
- Apoios aço P 265 GH
- Tubos do feixe aço A 179

5) ACESSÓRIOS

- ◆ 4 Tubuladuras flangeadas Ø 3"

6) CONSTRUÇÃO

O corpo do permutador será construído a partir de tubo em aço ao carbono A 106 GR. B, ou qualidade equivalente.

As soldaduras serão executadas por máquina automática de soldadura por arco submerso (SAW).

No interior do permutador será montado um feixe tubular em "U" constituído por tubos sem costura, diâmetro 19,01 x 2,4 mm de espessura, soldados aos espelhos pelo processo GTAW , por máquina automática.

Será efectuado tratamento térmico aos tubos na zona da curvatura.

Para manter a estabilidade e o espaçamento entre os tubos, o feixe tubular levará chicanes e tirantes com tubos espaçadores.

No final da construção será efectuado ensaio hidráulico à pressão indicada no código de construção, tanto no lado dos tubos como no lado do corpo.

Toda a construção será de acordo com os Códigos ASME VIII, DIV. 1 e TEMA C.

7) ACABAMENTO

Superfícies interiores : Sem qualquer acabamento superficial

Superfícies exteriores : Decapagem ao grau SA 2 ½
1 Demão de primário

8) PRAZO DE ENTREGA

Cerca de 4 meses após confirmação de encomenda



9) **PREÇO EX-WORKS**

Preço do permutador : **EUR. 18.200,00**

10) **IVA**

Não incluído no preço indicado

11) **CONDIÇÕES DE PAGAMENTO**

Propomos as seguintes condições de pagamento :

- 30% com a encomenda
- 70% com a entrega ou colocação à vossa disposição

12) **VALIDADE DA PROPOSTA**

A nossa proposta é válida por 30 dias a contar da presente data

13) **CONDIÇÕES GERAIS DE VENDA**

Fazem parte integrante da nossa proposta as "Condições Gerais de Venda", que anexamos

JF/EG



De V. Exas.
Atentamente

A DIRECÇÃO COMERCIAL

(Batista da Cruz)

Anexo : Condições Gerais de Venda

Anexo D – Produção vs Consumos Energéticos Unidade Parex-Isomar

Tabela 1 – Produção e consumos energéticos da Unidade Parex-Isomar

	Produção U-300	Produção U-400	FO U-300	FO U-400	FG U-300	FG U-400	Consumo directo U-300	Consumo directo U-400	Consumo utilidades U-300	Consumo utilidades U-400
	kton UT2	kton UT2	ton UT2	ton UT2	ton UT2	ton UT2	Gcal RA2	Gcal RA2	Gcal RA2	Gcal RA2
Jan	37	267	1113	1676	612	1085	18.509	29.958	4.217	5.754
Fev	35	249	1194	1916	509	440	18.076	24.138	4.230	5.616
Mar	37	263	1267	2127	561	561	19.597	27.862	4.278	5.757
Abr	36	252	1251	2036	548	647	19.198	28.031	4.208	5.620
Mai	35	255	1247	1850	471	741	18.211	27.573	4.234	5.647
Jun	34	244	898	1621	662	768	17.392	25.730	4.140	5.320
Jul	34	248	743	1828	894	953	18.633	29.832	4.258	5.672
Ago	34	254	659	1941	863	758	17.415	28.402	4.392	5.843
Set	33	245	643	1742	744	720	15.527	25.802	4.145	5.519
Out	35	248	437	1017	479	537	10.263	16.580	3.225	4.231
Nov	33	239	822	1581	661	845	16.342	26.039	4.048	5.491
Dez	33	234	651	1185	430	543	11.753	18.352	3.110	4.245



Figura 6 – Consumos Fuel-óleo e Fuel Gás da Unidade U-0300 vs Produção

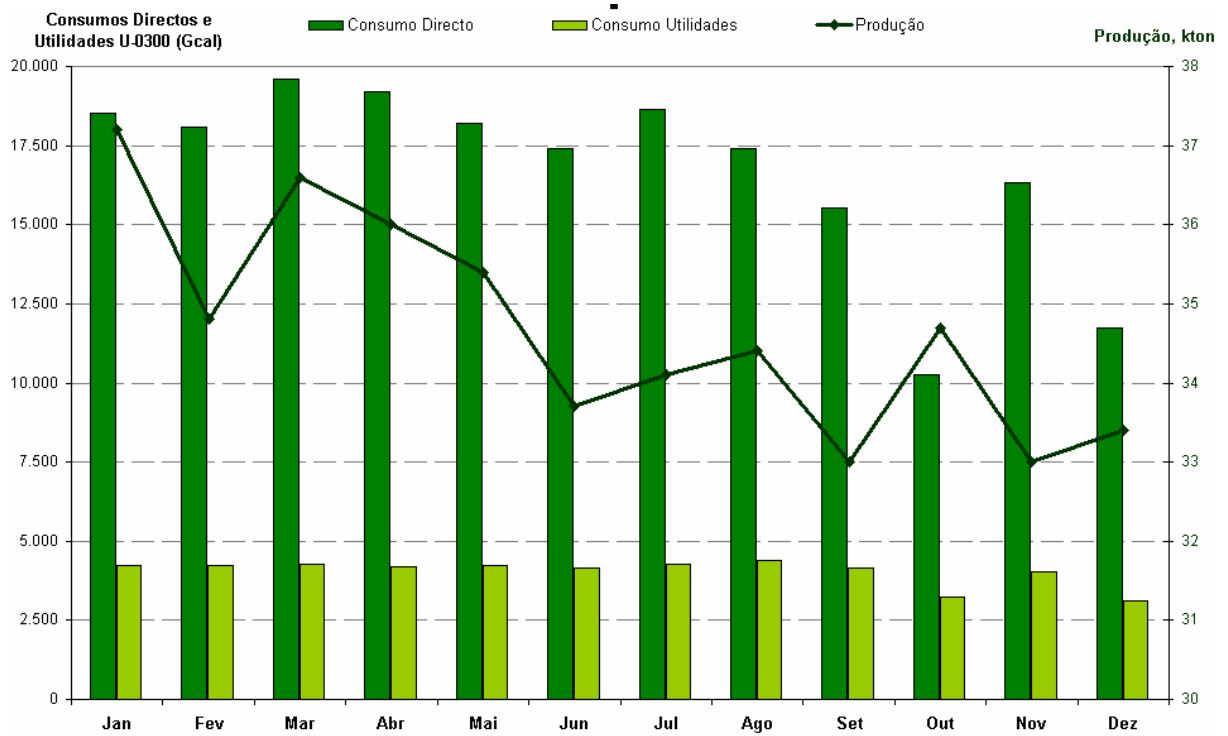


Figura 7 – Consumos Directos e Utilidades da U0300 vs Produção

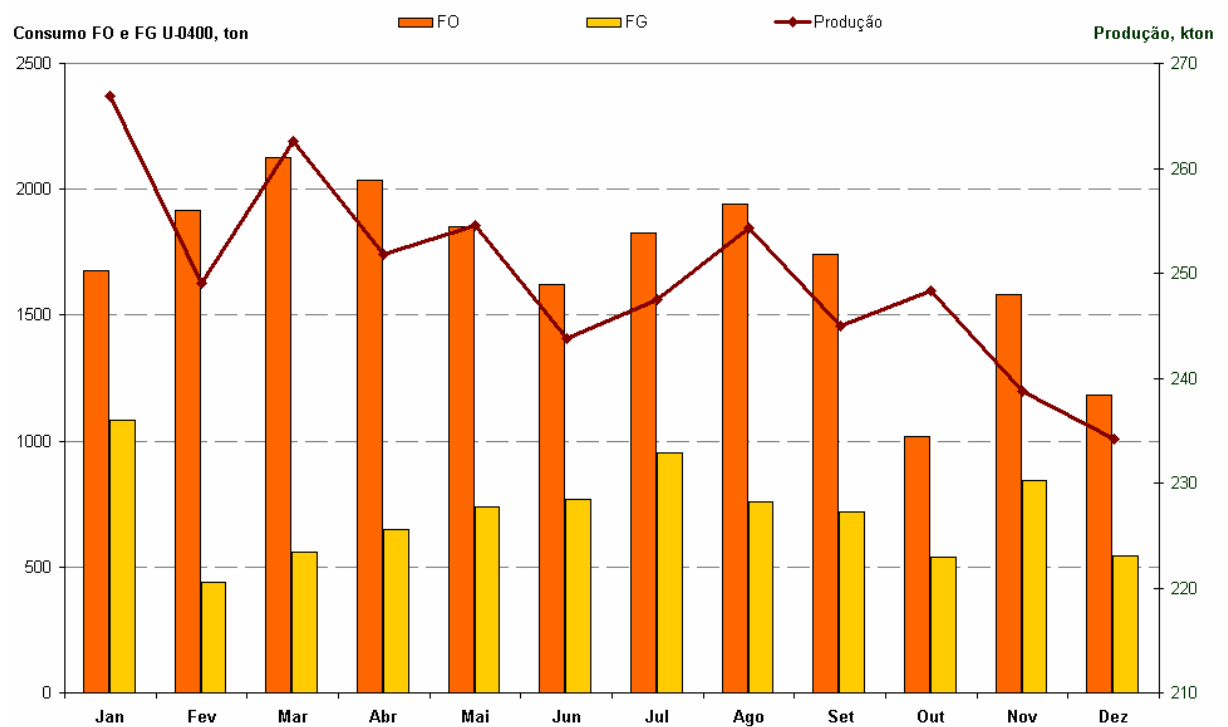


Figura 8 - Consumos Fuel-óleo e Fuel Gás da Unidade U-0400 vs Produção

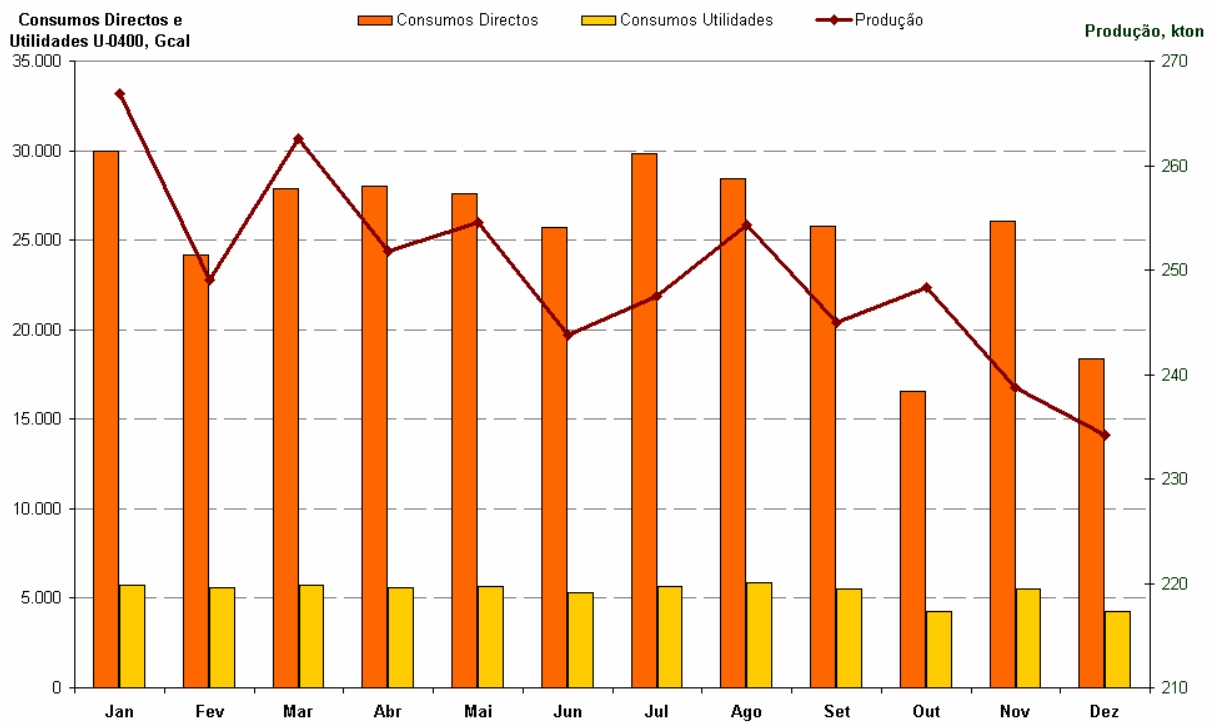


Figura 9 – Consumos Directos e Utilidades da U0400 vs Produção