

**Análise *Pinch* das Fábricas de 1,3 – Butadieno e ETBE
do Complexo Petroquímico de Sines**

Ana Cláudia Rego Portela

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química

Orientadores: Prof.^a Doutora Maria Cristina de Carvalho Silva Fernandes
Eng.^a Cláudia Sofia Rodrigues Alves

Júri

Presidente: Prof. Doutor Sebastião Manuel Tavares da Silva Alves
Orientador: Eng.^a Cláudia Sofia Rodrigues Alves
Vogal: Prof. Doutor Henrique Aníbal Santos de Matos

Dezembro 2016



A presente dissertação resulta de uma colaboração entre o Instituto Superior Técnico e a empresa Repsol Polímeros S.A.

Orientadores:

Prof.^a Doutora Maria Cristina de Carvalho Silva Fernandes (Instituto Superior Técnico)

Eng.^a Cláudia Sofia Rodrigues Alves (Repsol Polímeros, S.A.)

“Energia: Capacidade de um sistema para originar efeitos externos”

- Max Planck

Agradecimentos

Em primeiro lugar gostaria de agradecer a oportunidade de estagiar numa empresa como a Repsol, tanto ao Prof. Doutor Henrique Matos, como ao Eng. André Vilelas.

À Prof.^a Doutora Cristina Fernandes, minha orientadora científica, agradeço todo o apoio, orientação e sugestões. Bem como toda a sua preocupação em acompanhar o meu trabalho e ajudar-me a resolver os problemas que com tantas vezes me deparei.

Um especial agradecimento à minha orientadora de estágio, Eng.^a Cláudia Alves. Obrigada por todos os novos conhecimentos que me transmitiste, por todas as vezes que te mostraste disponível para me ajudar e esclarecer as minhas dúvidas. Obrigada por toda a confiança no meu trabalho e por nunca me teres deixado desistir nos momentos menos bons. Obrigada por toda a compreensão, paciência, incentivo e boa-disposição. Essencialmente, obrigada por todas as vezes que disseste “anima-te Ana”.

Um muito obrigado à Eng.^a Inês Rosa por todos os momentos em que me deu apoio e por todas as vezes que me convidou para ir com ela ver os trabalhos na fábrica.

Agradeço também aos turnos das Fábricas de Butadieno e ETBE por se encontrarem sempre disponíveis para esclarecer as minhas dúvidas. Assim como a todo o pessoal Repsol com quem convivi ao longo do estágio, por toda a simpatia e ajuda na minha integração na empresa.

Quero também agradecer a todas as pessoas do Labsop, em especial ao Pedro Pereira por ter a paciência de me explicar o funcionamento do *software* de simulação e me tentar ajudar sempre que me deparei com problemas neste.

Não posso deixar de agradecer ao meu amigo Daniel Tavares por estar sempre lá para me ouvir e tentar ajudar. À minha querida afilhada Beatriz Duarte por todo o entusiasmo e orgulho demonstrados. E claro às minhas fiéis companheiras destes últimos cinco anos no Técnico: Susana Medinas, Inês Mendonça, Margarida Barros e Joana Paulino.

Por último, agradeço aos meus pais por sempre me terem apoiado e incentivado a fazer mais e melhor ao longo de toda a minha vida académica e pessoal. Um especial obrigado ao meu pai, por ser o exemplo de um Engenheiro que eu espero vir a ser um dia.

Resumo

O atual panorama energético mundial exige que as empresas adquiram uma estratégia focada na otimização dos seus processos industriais tornando-os eficientes, de modo a se manterem competitivas e sustentáveis.

Esta dissertação visa obter soluções de integração energética que permitam à Repsol Polímeros reutilizar o excesso de energia circulante nas Fábricas de 1,3-Butadieno e ETBE, com o intuito de promover um melhor desempenho energético e, por consequência, um menor custo operacional associado ao consumo de energia externa.

A Metodologia de Análise do Ponto de Estrangulamento é um dos mecanismos mais utilizados para identificar as zonas do processo onde existe um excesso entálpico passível de ser reaproveitado. Atualmente já existe *software* que permite realizar esta abordagem de forma mais metódica e precisa, nomeadamente o *Aspen Hysys* e o *Aspen Energy Analyzer*.

É com este objetivo que se realiza a simulação das duas fábricas recorrendo ao *software* mencionado, obtendo-se diversas propostas de integração energética. Estas propostas permitem uma redução dos custos energéticos por maximização da permuta de calor entre as correntes do processo, bem como pela substituição por utilidades de mais baixo custo.

A análise do custo operacional associado ao consumo de utilidades quentes e frias em ambas as fábricas evidencia que o recurso a vapor de média pressão contribui de forma significativa para o custo de produção, motivo pelo qual são estudados vários cenários que possibilitem a diminuição do consumo desta utilidade.

Além dos cenários de substituição de vapor de média pressão por outras utilidades, apresentam-se também diversos projetos para otimização das redes de permutadores de ambas as fábricas, tanto individualmente como em conjunto.

A proposta final de integração propõe um reaproveitamento energético de 9 836 MW/ano, o que corresponde a uma poupança anual de 989 k€. Para os projetos inseridos nesta proposta são necessários cinco novos permutadores de calor que contabilizam um investimento total de 328 k€. Assim, estima-se que seja possível recuperar o investimento em 4 meses e 25 dias.

Palavras – Chave

Integração Energética, Análise *Pinch*, 1,3-Butadieno, ETBE, *Aspen Hysys*, *Aspen Energy Analyzer*

Abstract

The current global energy outlook requires that companies acquire a strategy focused on optimizing the efficiency of its industrial processes in order to remain competitive and sustainable.

This dissertation aims to achieve energy integration solutions that allow Repsol Polímeros reuse the circulating energy in 1,3-Butadiene and ETBE plants in order to ensure better energy performance and consequently lower operating costs associated with external energy consumption.

The Pinch Technology is one of the most used methods to identify the process areas where there is possibility to reuse the excess of enthalpy. Currently there are already software like Aspen Hysys and Aspen Energy Analyzer that can perform this approach in a more methodical and precise way.

For this purpose, a simulation for both plants is performed using the mentioned software, resulting in several proposals for energy integration. These proposals allow a reduction of the energy costs by maximizing the heat transfer between process streams, as well as the substitution by lower cost utilities.

The analysis of production cost associated with the consumption of hot and cold utilities in both plants has demonstrated that medium pressure steam is the main contributor for the high annual production cost. Various scenarios are studied to enable the decrease in this utility consumption.

In addition to the scenarios for the replacement of the medium pressure steam with other utilities several projects are also presented to optimize the heat exchangers network of both plants, individually and together.

The final integration proposal suggests an energy recycling of 9 836 MW/year, which corresponds to an annual saving of 989 k€. The projects included in this proposal need five new heat exchangers that account for a total investment of 328 k€. Therefore, it is estimated that the investment can be recovered in 4 months and 25 days.

Keywords

Heat Integration, Pinch Analysis, 1,3-Butadiene, ETBE, *Aspen Hysys*, *Aspen Energy Analyzer*

Índice

Agradecimentos.....	v
Resumo	vii
Abstract.....	ix
Índice	xi
Índice de Figuras	xiii
Índice de Tabelas	xvii
Lista de Abreviaturas	xxi
1. Introdução	1
1.1. Motivação	1
1.2. Enquadramento da Repsol.....	4
1.3. Objetivos.....	4
1.4. Estrutura da Dissertação	5
2. Integração de Processos	7
2.1. Metodologia da Análise do Ponto de Estrangulamento	7
2.2. Integração de Calor <i>Total Site</i>	10
2.3. Integração de Calor em Colunas de Destilação.....	12
2.4. Aplicações Industriais	15
3. Descrição dos Processos.....	19
3.1. Fábrica de Butadieno	19
3.1.1 Secção da 1ª Destilação Extrativa	19
3.1.2 Secção da 2ª Destilação Extrativa	20
3.1.3 Secção de Purificação do Butadieno.....	20
3.1.4 Secção de Purificação do Solvente.....	20
3.2. Fábrica de ETBE	23

3.2.1	Unidade de ETBE	23
3.2.2	Unidade CSP (Complete Saturation Process)	25
4.	Simulação dos Processos	27
5.	Integração Energética	35
5.1.	Fábrica de Butadieno	35
5.2.	Fábrica de ETBE	52
5.3.	Fábrica de Butadieno e Fábrica de ETBE	61
5.4.	Proposta Final de Integração	70
6.	Conclusões e Trabalho Futuro	81
	Referências	85
	Anexo A – <i>Flowsheet</i> das Fábricas de 1,3-Butadieno e ETBE	87
	Anexo B – Lista de Equipamentos da Fábrica de Butadieno	89
	Anexo C – Lista de Equipamentos da Fábrica de ETBE	91
	Anexo D – <i>Flowsheet</i> das Simulações no <i>Aspen Hysys</i>	93
	Anexo E – Condições dos Permutadores de Calor da Fábrica de Butadieno	99
	Anexo F - Condições dos Permutadores de Calor da Fábrica de ETBE	103
	Anexo G – Diagrama das Fábricas para Proposta Final	105

Índice de Figuras

Figura 1.1 - Distribuição por combustível do consumo final total em 1973 e 2014 no mundo.	1
Figura 1.2 - Distribuição por combustível das emissões de CO ₂ resultantes da sua queima em 1973 e 2014.	2
Figura 1.3 – Distribuição da produção de eletricidade por combustível.	2
Figura 1.4 – Preços <i>spot</i> em Roterdão para derivados de petróleo em USD/barril.	3
Figura 2.1 – Curvas compostas quente (superior) e fria (inferior).	8
Figura 2.2 – Curva Composta Global.	9
Figura 2.3 – CCG para o processo A.	11
Figura 2.4 – CCG para o processo B.	11
Figura 2.5 - PTS: Perfil de deficiência de calor (esquerda) e perfil de fonte de calor (direita), com representação dos níveis térmicos das utilidades utilizadas.	12
Figura 2.6 – Efeitos na CCG de uma coluna do pré-aquecimento/pré-arrefecimento da alimentação (A) e da colocação de ebulidores/condensadores laterais (B).	13
Figura 2.7 – Funcionamento de uma bomba de calor através do PE.	13
Figura 2.8 – Representação típica de uma bomba de calor: CCV (esquerda) e CRV (direita).	14
Figura 2.9 – Diagrama de fluxo do processo de etilbenzeno.	15
Figura 2.10 – RPC inicial do processo de etilbenzeno em estudo.	16
Figura 2.11 – Diagrama de fluxo da zona do processo onde se efetuou a integração entre as correntes C15 e H7.	17
Figura 2.12 – Nova RPC com integração entre as correntes C15 e H7.	17
Figura 3.1 – Diagrama simplificado da Fábrica de Butadieno.	22
Figura 3.2- Diagrama simplificado da Fábrica de ETBE.	24
Figura 4.1 – Ebulidor do tipo <i>kettle</i>	249
Figura 4.2 – Ebulidor do tipo termossifão.	249

Figura 4.3 – Fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de Butadieno para os equipamentos considerados no âmbito do estudo.	31
Figura 4.4 – Fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de ETBE para os equipamentos considerados no âmbito do estudo.	32
Figura 4.5 – Consumo energético atual das várias utilidades nas duas fábricas.	33
Figura 5.1 - CGS atual com as temperaturas e calor ao longo do circuito.	37
Figura 5.2 - RPC atual da Fábrica de Butadieno.	38
Figura 5.3 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da unidade de Butadieno.	39
Figura 5.4 - CCG da unidade de Butadieno.	39
Figura 5.5 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD 2.	43
Figura 5.6 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD 3.	45
Figura 5.7 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD4.	46
Figura 5.8 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD5.	48
Figura 5.9 - Integração do CGS para o Projeto BTD5 incluindo o novo permutador (E0103A) e as temperaturas ao longo do circuito.	49
Figura 5.10 - Integração do CGS para o Projeto BTD6 incluindo o novo permutador (E0103B) e as temperaturas ao longo do circuito.	51
Figura 5.11 - RPC atual da Fábrica de ETBE.	55
Figura 5.12 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da unidade de ETBE.	56
Figura 5.13 - CCG da unidade de ETBE.	56
Figura 5.14 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto ETBE1.	58
Figura 5.15 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto ETBE2.	59
Figura 5.16 - RPC atual da união das duas fábricas.	63
Figura 5.17 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da união das duas fábricas.	64
Figura 5.18 - CCG da união das duas fábricas.	64
Figura 5.19 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD+ETBE1.	66
Figura 5.20 - Integração do CGS para o Projeto BTD+ETBE1 com o E0103B incorporado e as temperaturas ao longo do circuito.	67

Figura 5.21 - Integração do CGS para o Projeto BT+ETBE2 com o E0901C incorporado e as temperaturas ao longo do circuito.	69
Figura 5.22 - RPC para a Proposta Final de Integração.	73
Figura 5.23 – RPC atual para as correntes que sofrem alteração na Proposta Final.	74
Figura 5.24 – RPC para a Proposta Final só com as correntes que sofrem alteração. A amarelo encontram-se os novos permutadores e a laranja os permutadores que sofreram substituição de utilidade.	75
Figura 5.25 - Novo fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de Butadieno na Proposta Final de Integração. A tracejado ilustra-se o fluxo de energia para o cenário atual. Os novos permutadores estão representados a vermelho.	76
Figura 5.26 – Novo fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de ETBE na Proposta Final de Integração. A tracejado ilustra-se o fluxo de energia para o cenário atual. O novo permutador está representado a vermelho.	77
Figura 5.27 – Calor permutado entre correntes e consumo energético das várias utilidades nas duas fábricas para a Proposta Final de Integração.	78
Figura 5.28 – Consumo energético das utilidades que sofreram alterações, para o cenário atual e para a Proposta Final.	79
Figura 5.29 - Consumo de cada utilidade e da permuta de calor entre correntes de processo nas duas fábricas atualmente (esquerda) e na Proposta Final (direita) [MJ/h].	79
Figura 5.30 - Custo operatório atual e proposto para as utilidades com maior consumo no total das duas fábricas.	80
Figura A.1 – <i>Process Flow Diagram</i> da Fábrica de Butadieno.	87
Figura A.2 - <i>Process Flow Diagram</i> da Fábrica de ETBE, incluindo a Unidade CSP.	88
Figura D.1 - Simulação da Fábrica de Butadieno.	93
Figura D.2 - Simulação da secção da 1ª destilação extrativa.	94
Figura D.3 - Simulação do arrefecedor da CGS e do seu tanque de armazenagem.	94
Figura D.4 - Simulação da secção da 2ª destilação extrativa.	95
Figura D.5 - Simulação da secção de purificação do butadieno.	95
Figura D.6 – Simulação de permutadores da Fábrica de Butadieno.	96
Figura D.7 – Parte A da simulação da Fábrica de ETBE.	97

Figura D.8 - Parte B da simulação da Fábrica de ETBE.....	97
Figura D.9 - Simulação de permutadores da Fábrica de Butadieno para a Proposta Final.	98
Figura G.1 - Diagrama Simplificado da Fábrica de Butadieno com os Projetos BTD4 e BTD6 representados.....	105
Figura G.2 – Diagrama Simplificado da Fábrica de ETBE com o Projeto ETBE1 representado.....	106

Índice de Tabelas

Tabela 4.1 – Caudais das matérias-primas e do produto da Fábrica de Butadieno.....	28
Tabela 4.2 – Caudais das matérias-primas e do produto da Fábrica de ETBE.....	28
Tabela 4.3 – Temperatura e custo das utilidades disponíveis nas duas fábricas.	30
Tabela 5.1 – Nível térmico, MCp e calor das correntes da Fábrica de Butadieno.....	36
Tabela 5.2 – Consumo de utilidades na Fábrica de Butadieno.	37
Tabela 5.3 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF e respetivo potencial de redução.	40
Tabela 5.4 - Critérios utilizados na integração energética.	40
Tabela 5.5 – Condições e custos atuais dos permutadores que utilizam MP na Fábrica de Butadieno.	41
Tabela 5.6 – Calor latente do MP e do LP.	42
Tabela 5.7 – Área de transferência de calor e caudal de utilidade para situação atual e para o projeto em estudo e a respetiva poupança.	42
Tabela 5.8 - Nível térmico e calor transferido atualmente no E0110.	43
Tabela 5.9 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT2.	43
Tabela 5.10 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0105 e E0110.	44
Tabela 5.11 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT3.	45
Tabela 5.12 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0203 e E0206.	46
Tabela 5.13 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT4.	47
Tabela 5.14 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BT4.	47
Tabela 5.15- Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BT1 e BT4.	47
Tabela 5.16 - Nível térmico e calor transferido atualmente no permutador E0103.	48
Tabela 5.17 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT5.	49
Tabela 5.18 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BT5.	50
Tabela 5.19 - Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BT1 e BT5.	50

Tabela 5.20 - Nível térmico e calor transferido no novo permutador de calor do Projeto BTD6.	50
Tabela 5.21 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BTD6.	51
Tabela 5.22 - Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BTD1 e BTD6.	51
Tabela 5.23 - Tabela resumo da poupança de custos energéticos, do investimento e do PRI para os vários projetos em estudo.	52
Tabela 5.24 - Nível térmico, MCp e calor das correntes da Fábrica de ETBE.	53
Tabela 5.25 - Consumo de utilidades na Fábrica de ETBE.	53
Tabela 5.26 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF e respetivo potencial de redução.	57
Tabela 5.27 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0901 e E0910.	57
Tabela 5.28 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto ETBE1.	58
Tabela 5.29 - Investimento, poupança e PRI do Projeto ETBE1.	58
Tabela 5.30 – Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0901 e E0911.	59
Tabela 5.31 – Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto ETBE2.	60
Tabela 5.32 - Investimento, poupança e PRI do Projeto ETBE2.	60
Tabela 5.33 - Condições e custos atuais do permutador que utiliza MP na Fábrica de ETBE.	61
Tabela 5.34 - Tabela resumo da poupança, investimento e PRI para os vários projetos em estudo. .	61
Tabela 5.35 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF para a integração das duas fábricas e para a soma das duas unidades independentemente.	65
Tabela 5.36 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0110 e E0911.	65
Tabela 5.37 - Nível térmico e calor transferido no novo permutador de calor do Projeto BTD+ETBE1.	66
Tabela 5.38 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BTD+ETBE1.	67
Tabela 5.39 - Investimento, poupança e PRI da junção do Projeto BTD1 com o Projeto BTD+ETBE1.	68
Tabela 5.40 - Nível térmico e calor transferido atualmente no permutador E0901.	68
Tabela 5.41 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BTD+ETBE2.	69
Tabela 5.42 - Tabela resumo da poupança, investimento e PRI para os vários projetos em estudo. .	69

Tabela 5.43 – Tabela resumo dos vários projetos estudados para as duas fábricas individualmente e em conjunto.	70
Tabela 5.44 – Investimento, poupança e PRI dos projetos da Proposta Final de Integração.	71
Tabela E.1 – Resumo das condições operacionais atuais dos permutadores de calor.	99
Tabela E.2 - Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor na Proposta Final. ..	100
Tabela F.1 – Resumo das condições operacionais atuais dos permutadores de calor.	103
Tabela F.2 - Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor na Proposta Final....	104

Lista de Abreviaturas

Metodologia

A_{atual} – Área Atual (m^2)

A_{nec} – Área Necessária (m^2)

APE – Análise do Ponto de Estrangulamento

CC – Curva Composta

CCF – Curva Composta Fria

CCG – Curva Composta Global

CCGUS – Curva Composta Global de Utilidades do *Site*

CCQ – Curva Composta Quente

CCTS – Curva Composta *Total Site*

CCV – Coluna de Compressão de Vapor

C_{op} – Custo Operatório (€/ano)

C_p – Calor Mássico Específico ($\text{kJ/kg}\cdot^{\circ}\text{C}$)

CQ – Corrente Quente

CRV – Coluna de Recompressão de Vapor

ICTS – Integração de Calor *Total Site*

M – Caudal Mássico (kg/h)

MER – Máximo de Energia Recuperada

M_{LP} – Caudal Mássico de Vapor de Baixa Pressão (kg/h)

M_{MP} – Caudal Mássico de Vapor de Média Pressão (kg/h)

PC – Permutador de Calor

PE – Ponto de Estrangulamento ($^{\circ}\text{C}$)

PRI – Período de Retorno de Investimento (ano)

PTS – Perfis *Total Site*

Q – Calor (kJ/h)

Q_{atual} – Consumo Energético Atual (kJ/h)

Q_{F,min} – Calor Mínimo da Utilidade Fria (kJ/h)

Q_{min} – Consumo Energético Mínimo (kJ/h)

Q_{min,int} – Consumo Energético Mínimo da Integração das Fábricas de Butadieno e ETBE (kJ/h)

Q_{min,soma} – Soma do Consumo Energético Mínimo das Fábricas de Butadieno e ETBE (kJ/h)

Q_{Q,min} – Calor Mínimo da Utilidade Quente (kJ/h)

Q_{UF} – Calor da Utilidade Fria (kJ/h)

Q_{UQ} – Calor da Utilidade Quente (kJ/h)

RPC – Rede de Permutadores de Calor

T' – Temperatura Corrigida (°C)

T_f – Temperatura Final (°C)

T_i – Temperatura Inicial (°C)

ΔT_{ln} – Temperatura Logarítmica (°C)

ΔT_{min} – Temperatura mínima entre correntes de processo (°C)

UQ – Utilidade Quente

UF – Utilidade Fria

W – Trabalho Mecânico (J)

Processo

AC – Água de Circulação

AC F – Água de Circulação Fria

AC Q – Água de Circulação Quente

Aero – Aeroarrefecedores

BFW – Boiled Feed Water

BTD – 1,3-Butadieno

CGS – Circuito Geral de Solvente

Cond Central – Condensados para Central Termoelétrica

Cond F – Condensados Frios

Cond Q – Condensados Quentes

CW – Água de Refrigeração

DMF – Dimetilformamida

ETBE - *Etil ter-butil éter*

LP – Vapor de Baixa Pressão

MP – Vapor de Média Pressão

MTBE – *Metil ter-butil éter*

1. Introdução

1.1. Motivação

Desde a sua descoberta que a energia se tornou um bem de primeira necessidade, essencial no dia-a-dia de uma sociedade. Atualmente, o nosso estilo de vida depende em grande parte dos combustíveis fósseis, como o carvão, o gás natural e o petróleo, cujo consumo se tem vindo a intensificar nas últimas décadas e que é causa de graves problemas ambientais.

A Figura 1.1, presente no *Key World Energy Statistics* (IEA, 2016), demonstra a evolução do consumo final total de combustíveis no mundo entre 1973 e 2014, na qual é possível evidenciar um aumento para o dobro. Apesar de o petróleo permanecer o combustível com maior consumo, verifica-se um decréscimo significativo da percentagem deste para dar lugar a uma maior percentagem de consumo de energia elétrica.

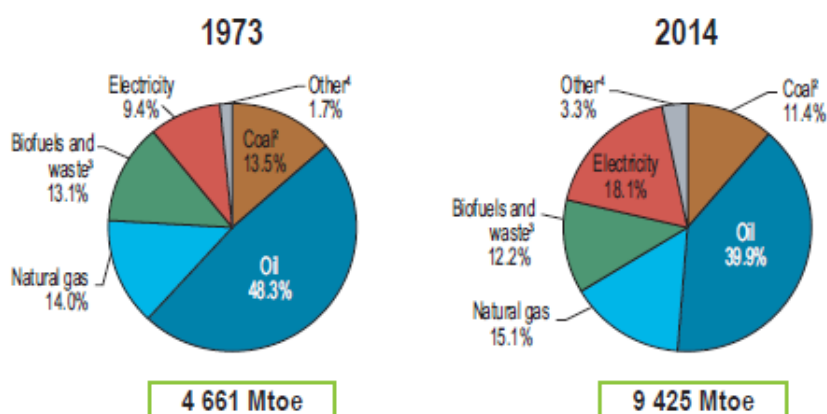


Figura 1.1 - Distribuição por combustível do consumo final total em 1973 e 2014 no mundo¹.

(Fonte: *Key World Energy Statistics*, IEA (2016))

De acordo com a mesma referência, em 1973 o setor industrial representava 32.9% do total de combustíveis consumidos, percentagem que em 2014 diminuiu para 29.2% apesar de existir neste setor um aumento no consumo de energia, em relação a 1973, de 1 217 Mtep.

¹ Mtoe – Milhões de toneladas equivalentes de petróleo (\equiv Mtep).

Associado ao consumo de combustíveis fósseis encontram-se as emissões de CO₂ resultantes da sua queima, que constitui um dos principais gases responsáveis pelo efeito de estufa. De acordo com a AIE, entre 1973 e 2014 as emissões de CO₂ duplicaram e o principal emissor deixou de ser o petróleo para ser predominantemente o carvão, como é possível constatar na Figura 1.2 retirada do *Key World Energy Statistics* (IEA, 2016). Este facto pode estar relacionado com o aumento da utilização do carvão para a produção de eletricidade, entre 1973 e 2014, de 2 348 TWh para 9 717 TWh, tal como se mostra na Figura 1.3.

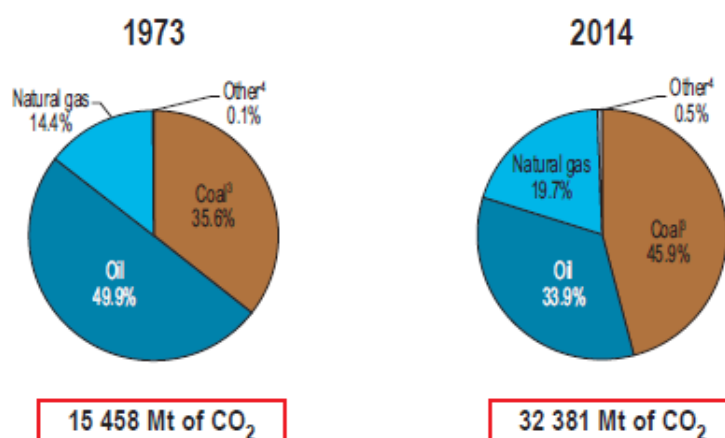


Figura 1.2 - Distribuição por combustível das emissões de CO₂ resultantes da sua queima em 1973 e 2014.

(Fonte: *Key World Energy Statistics*, IEA (2016))

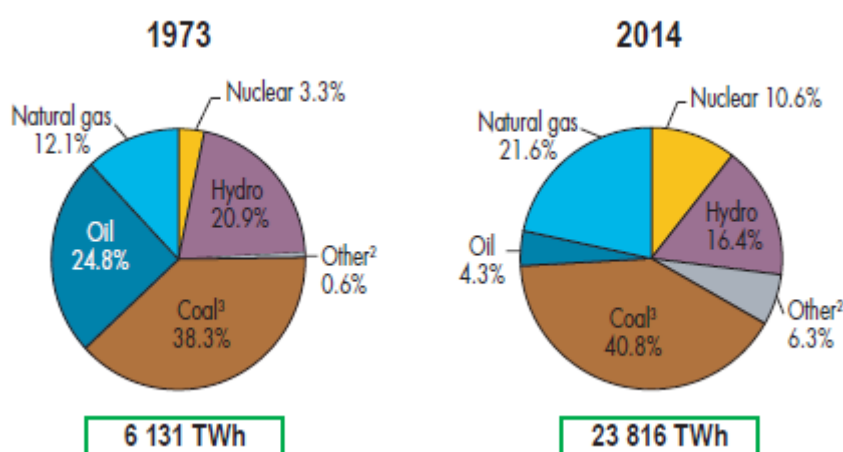


Figura 1.3 – Distribuição da produção de eletricidade por combustível.

(Fonte: *Key World Energy Statistics*, IEA (2016))

Face à crescente preocupação ambiental foi publicada em 2011, e adotada em Portugal em 2012, a ISO 50001 – “Sistemas de Gestão de Energia. Requisitos e linhas de orientação para a sua utilização.”. De acordo com Iolanda Soares em *Eficiência Energética e a ISO 50001* (2015): “A ISO 50001 fornece uma base para as organizações demonstrarem que implementam um sistema eficaz de gestão da energia, não só para atingir melhorias no seu próprio desempenho energético, como também para comprar produtos e serviços energeticamente eficientes e incorporar desenvolvimentos para a melhoria do desempenho energético.”.

A constante oscilação dos preços do petróleo, aliada à instabilidade geopolítica dos países fornecedores, constitui outro motivo para a atual necessidade de promover alternativas. Como é possível verificar na Figura 1.4, o mercado do petróleo e seus derivados é um mercado flutuante, com a consequente grande influência na indústria, obrigando as empresas a procurar alcançar custos energéticos mais baixos.

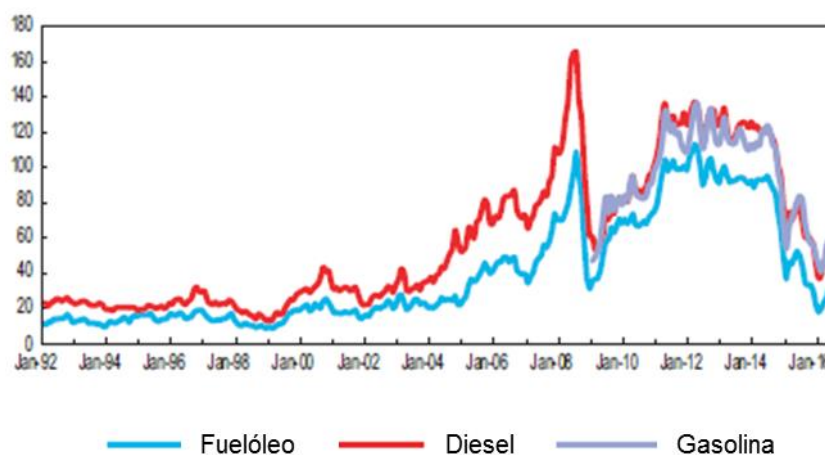


Figura 1.4 – Preços spot em Roterdão para derivados de petróleo em USD/barril.

(Adaptado de Key World Energy Statistics, IEA (2016))

Deste modo, é perante o balanço entre competitividade e sustentabilidade que surge uma necessidade estratégica do aumento da eficiência dos processos industriais, que permite reduzir não só o custo operativo associado ao consumo de utilidades, mas também as emissões de CO₂. Desta forma, é imperativo que o setor industrial evolua no sentido de promover alternativas aos combustíveis fósseis, entre as quais se destaca o uso de energias renováveis e o reaproveitamento da energia excedentária circulante nas fábricas.

1.2. Enquadramento da Repsol

A Repsol é uma empresa espanhola com presença global no setor energético cuja actividade se encontra nas áreas de *upstream* e *downstream* na cadeia de valor do petróleo e gás. Na vertente *upstream* estão inseridas a exploração e produção destes hidrocarbonetos, enquanto em *downstream* estão incluídas actividades de refinação de petróleo, produção de produtos químicos, distribuição de gás de petróleo liquefeito (GPL) e toda a comercialização associada.

Como parte constituinte da vertente *downstream*, incorporada na direção executiva Repsol Química, existe a Repsol Polímeros cuja actividade industrial se centra na produção de produtos petroquímicos e derivados. A Repsol Polímeros localiza-se no Complexo Petroquímico de Sines e produz olefinas e poliolefinas, cujos produtos de elevado valor são o etileno, propileno, polietileno, 1,3-butadieno e ETBE/MTBE. O Complexo encontra-se dividido em cinco áreas produtivas, nomeadamente, a unidade do *steam-cracker*, a fábrica de polietileno de baixa densidade (PEBD), a fábrica de polietileno de alta densidade (PEAD), Energias e Utilidades e as fábricas de butadieno e de ETBE/MTBE.

1.3. Objetivos

Perante o atual panorama energético mundial, para que uma empresa se mantenha competitiva é fundamental que a sua estratégia englobe ações de melhoramento da eficiência energética, tanto pelo carácter económico como pelo carácter ambiental.

Com o intuito de otimizar energeticamente as Fábricas de Butadieno e de ETBE do Complexo Petroquímico de Sines, esta dissertação visa obter soluções de Integração Energética para cada fábrica individualmente e em conjunto. Para realizar o objetivo principal utiliza-se como meio essencial de análise a utilização do excesso de energia térmica circulante no processo para assim atingir um consumo mínimo de utilidades externas, recorrendo ao *software Aspen Hysys* e *Aspen Energy Analyzer*.

1.4. Estrutura da Dissertação

A presente dissertação encontra-se dividida em seis partes, nomeadamente:

- Secção 1 – Introdução;
- Secção 2 – Integração de Processos;
- Secção 3 – Descrição dos Processos;
- Secção 4 – Simulação dos Processos;
- Secção 5 – Integração Energética;
- Secção 6 – Conclusões e Trabalho Futuro.

Na Secção 1 pretende-se fazer uma apresentação e enquadramento da empresa, bem como uma descrição da motivação e dos objetivos da dissertação.

Na Secção 2 são introduzidos os conceitos e a fundamentação teórica da integração de processos, inclusive integração *total site*, assim como métodos possíveis para integrar colunas de destilação.

Na Secção 3 é realizada a descrição do processo presente nas duas fábricas em estudo, Fábrica de Butadieno e Fábrica de ETBE.

Na Secção 4 são descritos os métodos e pressupostos utilizados na simulação em *Aspen Hysys* do processo, para ambas as fábricas.

Na Secção 5 apresenta-se o estudo de integração energética realizado às duas fábricas no *Aspen Energy Analyzer*, evidenciando-se os projetos considerados mais relevantes, tanto do ponto de vista económico como operacional. No final da Secção é apresentada a proposta final de integração energética.

Na Secção 6 são expostas as conclusões sobre a dissertação realizada, bem como sugestões de trabalho futuro no sentido de completar os objetivos propostos nesta.

2. Integração de Processos

A Integração de Processos é um conceito essencial na indústria química, que tem como objetivo tornar o processo mais competitivo, minimizando os custos de produção e a poluição ambiental, entre outros.

Apesar de nos anos 70 este conceito ter sido essencialmente utilizado para integração energética após ter sido introduzido por Linnhoff, atualmente esta abordagem é também aplicada à massa, nomeadamente, em redes de água e, essencialmente em refinarias, a redes de hidrogénio.

Existem diversas metodologias para realizar a integração de um processo, sendo a mais utilizada a Análise *Pinch*, que é de seguida exposta no âmbito de uma abordagem energética.

2.1. Metodologia da Análise do Ponto de Estrangulamento

A metodologia do Ponto de Estrangulamento (PE) tem como princípio básico o aproveitamento de calor entre correntes do processo, permitindo no final identificar as zonas do processo onde é possível realizar uma integração, com o objetivo de diminuir o consumo de utilidades externas. Com este intuito, as correntes do processo podem ser classificadas em **correntes quentes (CQ)** e em **correntes frias (CF)**. As **CQ** são correntes que cedem calor uma vez que necessitam de arrefecer e/ou sofrer mudança de estado. Pelo contrário, as **CF** são correntes que recebem calor visto a sua necessidade em aquecer e/ou sofrer mudança de estado. Num processo sem integração energética estas correntes são arrefecidas e aquecidas pela troca indirecta de calor com fluidos exteriores ao processo denominados de **utilidades frias (UF)** e **utilidades quentes (UQ)**, respetivamente. As **UF** mais comuns na indústria são água de refrigeração, ar atmosférico e fluido de arrefecimento. As **UQ** mais utilizadas são vapor de água, fluidos quentes e gases de combustão. A integração tem como objetivo diminuir o consumo e/ou o custo destas utilidades.

O PE é um conceito que evidencia uma zona do sistema onde a transferência de calor entre fontes quentes e frias é mais constrangida, porque a diferença de temperaturas entre as **CQ** e as **CF** é mínima. Assim, existem duas zonas termodinâmicas distintas: uma zona abaixo do PE e uma zona acima deste. A zona abaixo do PE é considerada uma zona fonte de calor, uma vez que todas as **CF** são aquecidas por **CQ**, que, em caso de excesso de energia nestas, são arrefecidas por **UF**. Na zona acima do PE todas as **CQ** são arrefecidas pelas **CF**, e, em caso de deficiência extra de energia, são aquecidas por **UQ**.

De modo a garantir um consumo mínimo de energia na rede de permutadores de calor (RPC), esta deve obedecer a três regras básicas:

- Não utilizar utilidades quentes abaixo do PE;
- Não utilizar utilidades frias acima do PE;
- Não transferir energia através do PE.

Num processo, o PE depende da força motriz mínima permitida, o que corresponde à diferença mínima de temperaturas admitida para troca de calor entre correntes (ΔT_{min}). Um menor ΔT_{min} possibilita uma maior transferência de calor, no entanto o custo do equipamento associado aumenta. Como tal, deve ser utilizado um ΔT_{min} que permita otimizar os custos totais. Como referido em *Introduction to Pinch Technology* (1998) o ΔT_{min} aconselhado para a indústria química e petroquímica deve situar-se entre 10 e 20°C.

A identificação do PE do processo é possível através das Curvas Compostas (CC), que correspondem à representação gráfica da temperatura das correntes em função da entalpia acumulada destas. Representando as Curvas Composta Fria (CCF) e Composta Quente (CCQ) é possível identificar o PE como sendo a temperatura para a qual se verifica entre estas duas curvas o ΔT_{min} imposto para o processo. Como se pode verificar na Figura 2.1, através destas curvas determina-se o consumo mínimo de utilidade quente ($Q_{Q,min}$) e de utilidade fria ($Q_{F,min}$), bem como o calor que é possível recuperar ($Q_{recuperado}$).

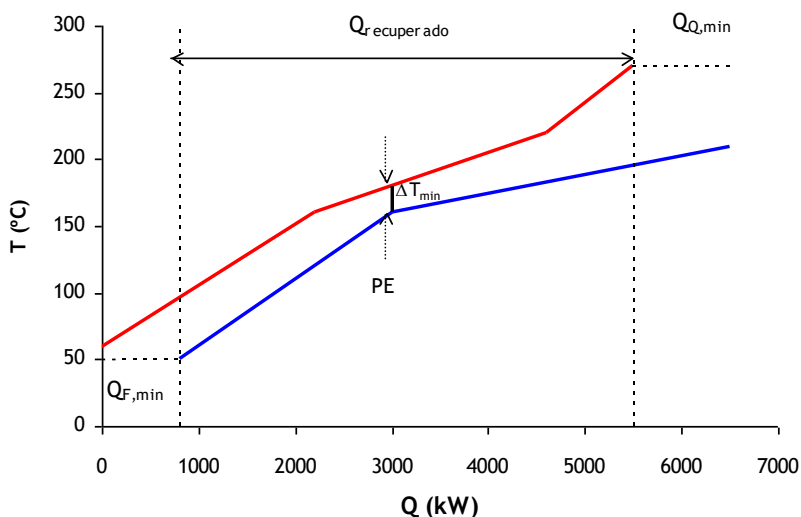


Figura 2.1 – Curvas compostas quente (superior) e fria (inferior).

(Fonte: Relvas et al. (2002))

Conhecendo os mínimos de energia requeridos é possível construir a RPC correspondente, a rede para o Máximo de Energia Recuperada (MER) e comparar com a RPC atual. Porém, é preciso ter em atenção que esta rede MER apesar de representar o cenário ótimo em termos de consumo energético, não corresponde à rede para a qual o investimento é mínimo.

Deste modo, para otimizar uma rede de permutadores deve-se procurar a rede com um mínimo custo global, ou seja, atendendo à soma dos custos anuais energéticos e dos custos de capital anualizados. Muitas vezes, analisa-se a rede atual e identificam-se os permutadores que não respeitam as três regras básicas anteriormente enunciadas e que justificam a diferença entre o consumo atual da RPC e os valores obtidos pelas CC.

Na otimização de processos já existentes, a seleção das utilidades mais adequadas pode contribuir significativamente para uma redução dos custos energéticos. Esta escolha pode ser realizada através da Curva Composta Global (CCG). Esta curva consiste na representação do excesso/défice de energia para os diferentes níveis térmicos do processo, após balanço entálpico, num gráfico de temperatura corrigida T' em função da entalpia, como apresentada na Figura 2.2. Na CCG é possível identificar regiões, denominadas *pockets*, onde o excesso de calor das correntes quentes do processo pode ainda ser transferido para as correntes frias dos níveis inferiores. As zonas onde tal não se verifica representam os consumos de utilidades, nomeadamente, **UQ** para um declive positivo e **UF** para um declive negativo.

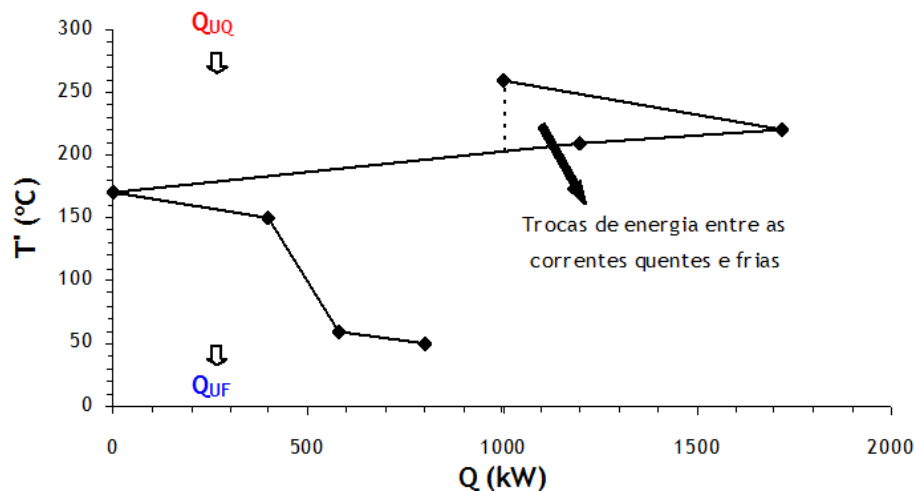


Figura 2.2 – Curva Composta Global.

(Fonte: Relvas et al. (2002))

Tendo em conta as utilidades disponíveis, é possível optar por utilizar qualquer utilidade que tenha um nível térmico superior (para as **UQ**) ou um nível inferior (para as **UF**) ao nível térmico em que as correntes se encontram. Esta curva permite selecionar as utilidades mais adequadas que contribuam para a minimização dos custos energéticos. Em princípio, o custo de utilidade será menor quanto mais a temperatura desta se aproxima da temperatura ambiente. Contudo, o

recurso a utilidades em diferentes níveis térmicos pode induzir um acréscimo no custo do equipamento, sendo por isso necessário ponderar os vários fatores.

A CCG permite também concluir sobre a possibilidade de implementação de equipamento acessório, como por exemplo bombas de calor em colunas de destilação, como será apresentado na Secção 2.3.

A complexidade dos processos industriais requer a utilização de ferramentas computacionais na aplicação da metodologia de Integração de Processos, baseada na Análise do Ponto de Estrangulamento. Existe *software* gratuito, como o FI²EPI - Ferramenta Informática de Integração de Processos Industriais, desenvolvida pelo IST em colaboração com a ADENE, e *software* comercial, como o Aspen Energy Analyzer, utilizado nesta dissertação, por permitir uma ligação às simulações realizadas em Aspen Hysys.

2.2. Integração de Calor *Total Site*

A análise do Ponto de Estrangulamento a uma unidade permite propor diferentes projetos que possam optimizá-la energeticamente. Contudo, numa instalação constituída por várias unidades é útil realizar em primeiro lugar uma análise a cada unidade, e a partir destas uma análise mais completa, como a Integração de Calor *Total Site* (ICTS).

Esta abordagem foi introduzida por Dhole e Linnhoff nos anos 90 e desde então tem sido utilizada na indústria. No artigo de Xiao Feng et al. de 2010, além das regras base para a aplicação da metodologia ICTS, encontram-se também sumarizadas as razões para se optar por esta abordagem ao invés da integração isolada de cada uma das unidades. O principal fator a considerar deve ser o acrescido potencial de poupança. Caso a possibilidade de poupança para o *site* seja aproximadamente igual à das fábricas individualmente, a ICTS não será mais eficiente, pelo que se deve optar por integrar cada uma das unidades singularmente. Por outro lado, a ICTS apresenta melhores resultados quando aplicada a unidades que apresentem uma grande diferença de PE, como se verifica nos processos A e B apresentados nas figuras abaixo. É também patente que se deve ter em conta outros fatores, como por exemplo, o *design*, a operação, entre outros, os quais se encontram enumerados no artigo de Kew Hong Chew et al. (2013).

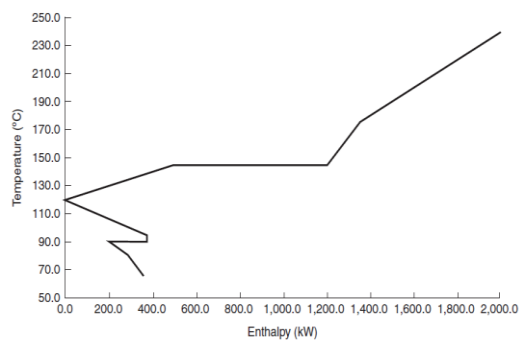


Figura 2.3 - CCG para o processo A.

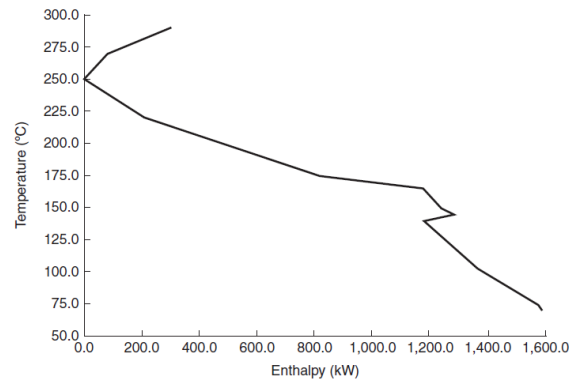


Figura 2.4 - CCG para o processo B.

(Fonte: *Handbook of Process Integration* (2013))

A ICTS tem como estratégia identificar as necessidades energéticas de cada uma das unidades e verificar se estas podem ser integradas de uma forma indireta através do sistema de utilidades. Desta forma é possível tornar o complexo industrial mais independente, sem perder a flexibilidade, já que em caso de paragem de uma das unidades, as restantes podem continuar a funcionar normalmente, uma vez que no *síte* existe um sistema central de utilidades.

A abordagem realizada na ICTS pode ser exemplificada com recurso às figuras acima apresentadas, onde se identifica o PE do processo A a 120°C e o PE do processo B a 250°C. Esta diferença nos PE possibilita, por exemplo, a produção de vapor no processo B, que possa ser utilizado como UQ no processo A.

Esta metodologia utiliza diversas ferramentas gráficas, sendo que os Perfis *Total Site* (PTS) constituem a sua base. Na representação dos PTS são apresentados os perfis de fonte e de deficiência de calor no *síte*, o que corresponde aos vários segmentos das CCG das diversas unidades que podem fornecer e receber calor, respetivamente. Para o caso acima apresentado construiu-se os respetivos PTS, apresentados na Figura 2.5.

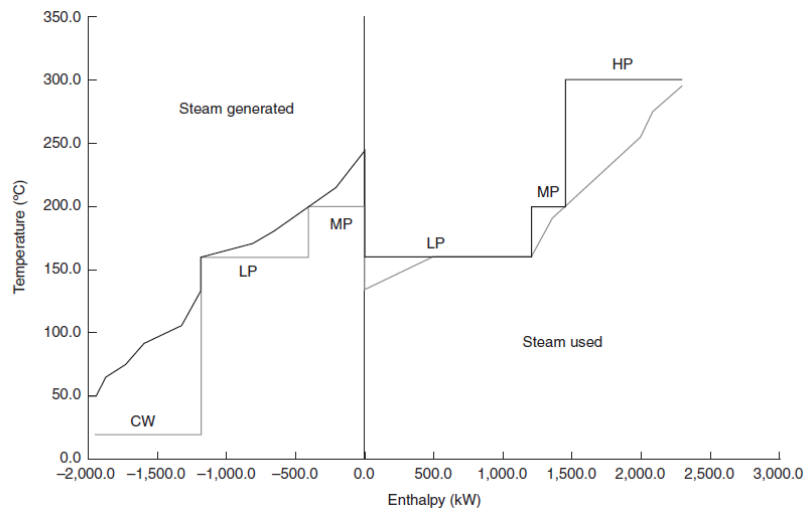


Figura 2.5 - PTS: Perfil de deficiência de calor (esquerda) e perfil de fonte de calor (direita), com representação dos níveis térmicos das utilidades utilizadas.

(Fonte: *Handbook of Process Integration* (2013))

Através dos PTS é possível determinar que fontes de calor podem ser utilizadas para produzir vapor necessário para ser usado nas zonas com deficiência deste. É com base nesta possível integração que se constrói a Curva Composta *Total Site* (CCTS). Por último, constrói-se a Curva Composta Global de Utilidades do *Site* (CCGUS), onde se evidencia a produção e o consumo das utilidades do *site*, obtidas anteriormente nos PTS e na CCTS.

No final da aplicação da metodologia ICTS deve-se obter uma otimização de produção e consumo de vapor através das fontes quentes e frias dos processos, minimizando a necessidade de recurso ao sistema de utilidades central do *site*.

2.3. Integração de Calor em Colunas de Destilação

As unidades fabris estudadas nesta dissertação têm como equipamentos principais colunas de destilação, que representam uma elevada fonte de consumo de energia, motivo pelo qual a otimização da integração energética nestas deve ser abordada.

Como referido em *Introduction to Pinch Technology* (1998) a primeira abordagem na análise da eficiência energética de colunas de destilação deve focar-se no pré-aquecimento/pré-arrefecimento da alimentação ou em ebulidores/condensadores laterais. Estas modificações permitem diminuir o calor necessário a fornecer ao ebulidor e/ou ao condensador, tal como é ilustrado na Figura 2.6, onde se representa as alterações referidas na CCG de uma coluna.

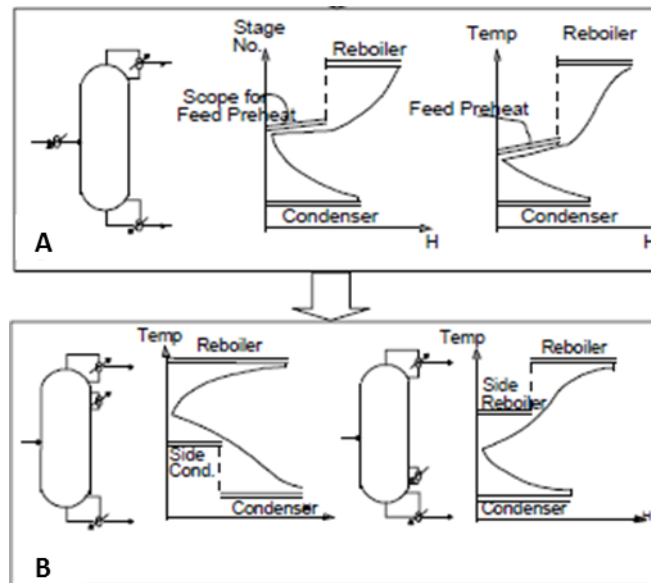


Figura 2.6 – Efeitos na CCG de uma coluna do pré-aquecimento/pré-arrefecimento da alimentação (A) e da colocação de ebulidores/condensadores laterais (B).

(Adaptado de *Introduction to Pinch Technology* (1998))

Após o estudo de alterações autônomas na coluna surge a hipótese de integrar equipamentos que permitam satisfazer as necessidades entálpicas nos níveis térmicos desejados, conferindo independência de utilidades externas. A bomba de calor é apresentada como um destes equipamentos, em que através de trabalho mecânico (W), se transforma calor a um nível térmico mais baixo num nível térmico mais alto. Contrariamente aos restantes equipamentos, como por exemplo, o motor térmico, a sua maior vantagem, estando localizada no PE (Figura 2.7), é possibilitar uma poupança energética tanto em UQ como em UF .

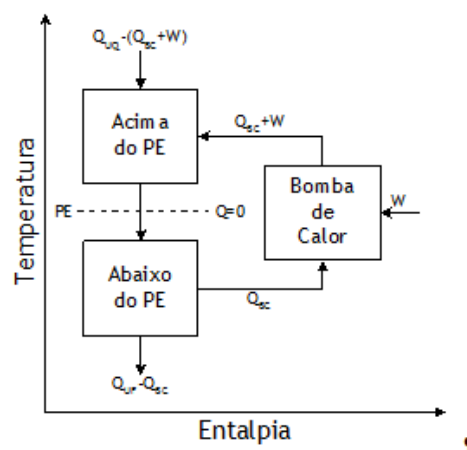


Figura 2.7 – Funcionamento de uma bomba de calor através do PE.

(Fonte: Relvas et al. (2002))

Uma bomba de calor é constituída por um condensador, um compressor, um ebulidor e uma válvula de expansão, podendo ainda ser necessário inserir um permutador extra no circuito de modo a balancear o calor circulante. Apesar de os equipamentos associados serem os mesmos, uma bomba de calor pode funcionar de duas formas distintas, de acordo com Bruinsma & Spoelstra (2010). Numa Coluna de Compressão de Vapor (CCV) existe um fluido externo que é evaporado no condensador, comprimido até à sua temperatura de saturação, condensado no ebulidor e arrefecido numa válvula de expansão até uma temperatura inferior à do condensador. Por outro lado, numa Coluna de Recompressão de Vapor (CRV) o fluido que é comprimido é o vapor que é retirado do topo da coluna, sendo depois condensado no ebulidor e parcialmente reintroduzido no topo da coluna após a válvula de expansão. Estes dois métodos de integrar uma bomba de calor numa coluna de destilação encontram-se ilustrados na Figura 2.8.

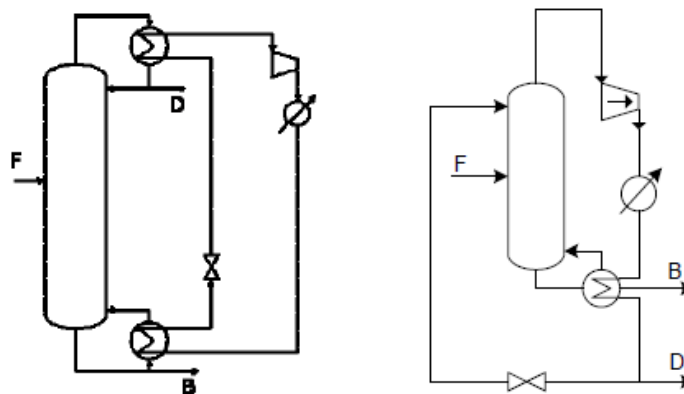


Figura 2.8 – Representação típica de uma bomba de calor: CCV (esquerda) e CRV (direita).

(Fonte: Bruinsma & Spoelstra (2010))

Contudo, a implementação de uma bomba de calor deve resultar de um balanço entre o investimento necessário, o custo operacional resultante da energia elétrica consumida no compressor e a poupança energética. Como mencionado em *Introduction to Pinch Technology* (1998), uma bomba de calor só é uma hipótese economicamente viável caso exista uma elevada necessidade de calor e a diferença de temperaturas na bomba de calor seja pequena, nomeadamente inferior a 30°C, de acordo com Bruinsma & Spoelstra (2010).

2.4. Aplicações Industriais

Ao longo dos últimos anos a metodologia APE tem sido aplicada em diversas unidades na indústria química e petroquímica em todo o mundo. Para a elaboração desta introdução teórica foram estudados diversos casos de implementação desta tecnologia, tendo-se escolhido para descrever com mais detalhe o estudo realizado para a unidade de etilbenzeno na República da Coreia em 2005.

A unidade de etilbenzeno na República da Coreia é propriedade da *LG Chemicals* e em 2000 realizou um projeto referente à recuperação de energia pelo método APE. Esse projeto encontra-se apresentado no artigo de Sung-Geun Yoon et al. (2007), do qual foram retirados todos os dados a seguir apresentados. Na Figura 2.9 é exibido o processo de produção em estudo.

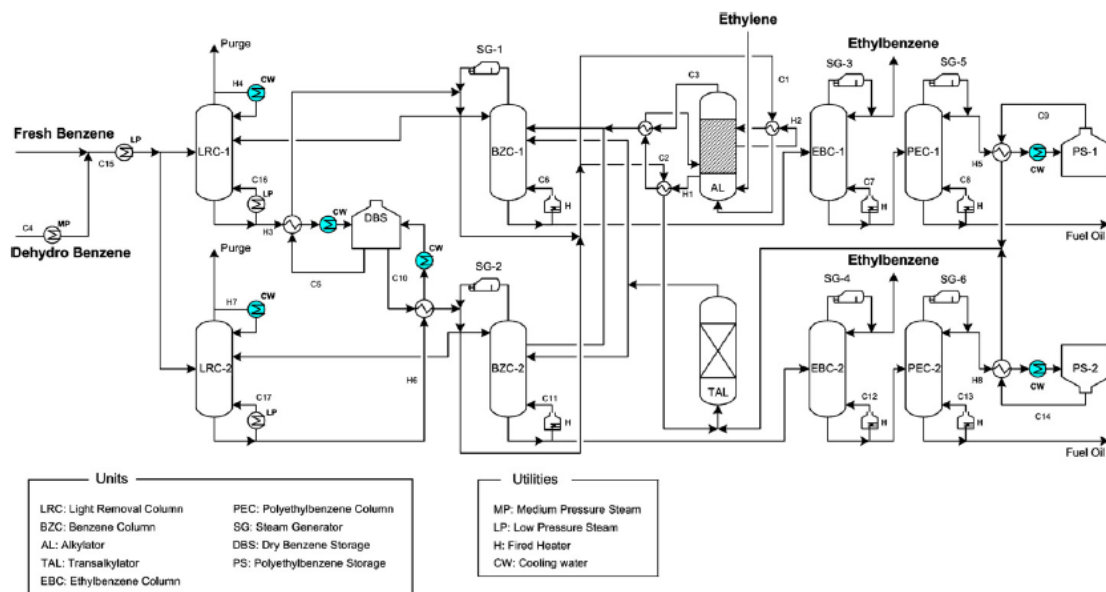


Figura 2.9 – Diagrama de fluxo do processo de etilbenzeno.

(Fonte: Sung-Geun Yoon et al. (2007))

Nesta unidade estão disponíveis três utilidades quentes: vapor de média pressão MP (15 kgf/cm²), vapor de baixa pressão LP (4.5 kgf/cm²) e *fired heater*. Como utilidade fria dispõe-se de água de arrefecimento.

No processo já se constata a existência de aproveitamento de calor para produção de utilidades, uma vez que o LP consumido é produzido com as correntes de topo de seis colunas. Dado que todo o vapor produzido é consumido, estas correntes já não se encontram disponíveis para integração e, portanto, não são consideradas como correntes quentes. Assim, no processo existem oito correntes quentes e dezassete correntes frias.

O PE do processo é de 100°C para um ΔT_{min} de 10°C, sendo que na RPC inicial (Figura 2.10) existem sete permutadores de calor entre correntes de processo, um para MP, quatro para LP, seis para *fired heater* e seis para água de arrefecimento. O consumo de UQ é de 47.4 MW e de UF é de 3.1 MW, perfazendo um total de 50.5 MW, o que equivale a um custo total de 10.8 M\$/ano.

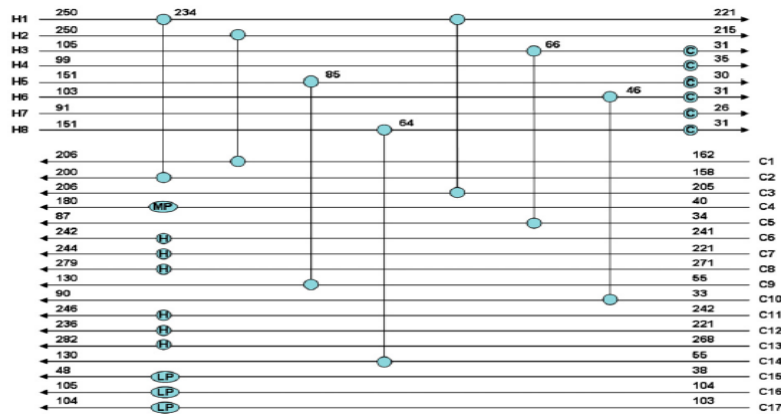


Figura 2.10 – RPC inicial do processo de etilbenzeno em estudo.

(Fonte: Sung-Geun Yoon et al. (2007))

Analisando a RPC conclui-se que o seu principal problema é o recurso a uma utilidade quente (LP) na zona abaixo do PE, o que, como referido na Secção 2.1 (pág. 8), viola um dos princípios da APE. Esta questão verifica-se na corrente fria C15, a qual só pode ser aquecida pela corrente quente H7, uma vez que é a única que tem energia suficiente, designadamente, 962 kW para os 537 kW necessários para aquecer a C15 de 38°C até 48°C. Com esta alteração à RPC o investimento necessário é de 0.13 M\$ para uma poupança de 0.28 M\$/ano, pelo que o PRI é de 0.47 ano.

A integração realizada encontra-se apresentada na Figura 2.11 e na Figura 2.12, representando, respetivamente, o novo diagrama de processo e a nova RPC.

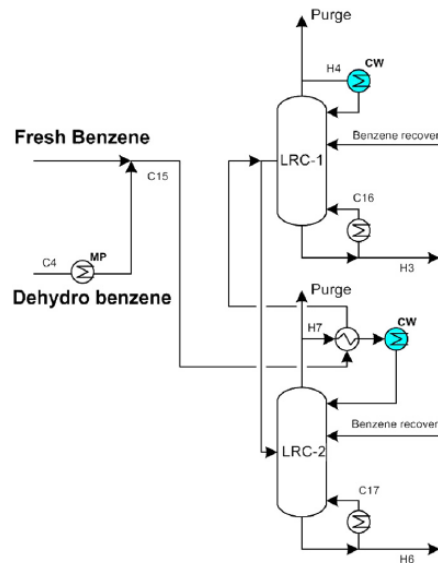


Figura 2.11 – Diagrama de fluxo da zona do processo onde se efetuou a integração entre as correntes C15 e H7.

(Fonte: Sung-Geun Yoon et al. (2007))

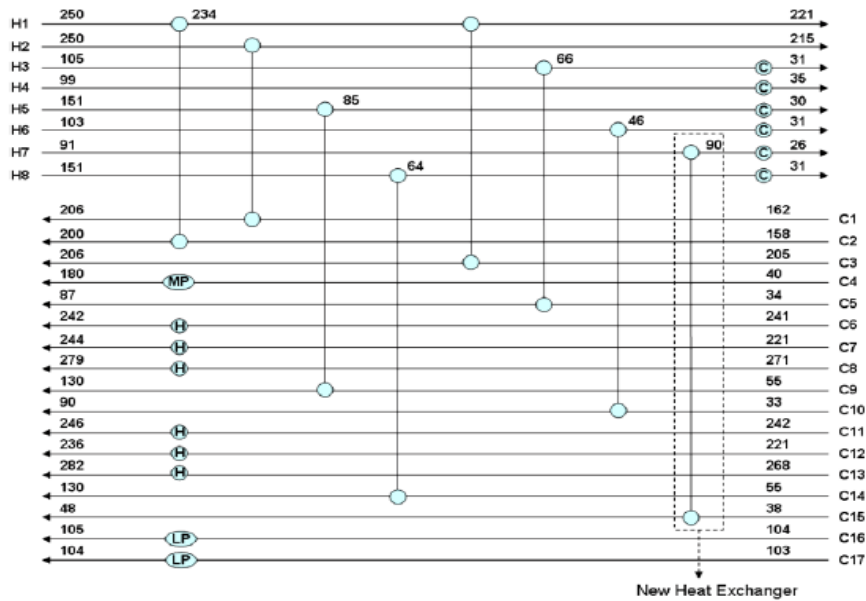


Figura 2.12 – Nova RPC com integração entre as correntes C15 e H7.

(Fonte: Sung-Geun Yoon et al. (2007))

Com esta renovação da rede surgiu uma nova oportunidade de integração que consiste no pré-aquecimento da corrente C15 acima de 48°C como pretendido. Tendo em conta o poder calorífico que H7 possui, é possível aquecer C15 até 60°C. Realizando uma análise à variação de temperatura entre 48°C e 60°C, verificou-se que para uma temperatura superior na corrente de alimentação da coluna se recupera mais energia, uma vez que a energia necessária no ebulidor e no condensador é menor. Para uma alimentação a 48°C, o calor no condensador e no ebulidor são respetivamente 1 337 kW e 407 kW, enquanto a 60°C são de 156 kW e 100 kW. Ou seja, é possível economizar 1181 kW e 307 kW no condensador e no ebulidor, respetivamente. Relativamente às condições de operação na coluna, o único desvio verificou-se na fração mássica de alguns compostos na corrente de topo, pelo que este é um parâmetro a ter em atenção na realização de integração em colunas de destilação.

Realizando este pré-aquecimento até 60°C o investimento total necessário é de 0.17 M\$ para uma poupança de 0.61 M\$/ano, pelo que o PRI é de 0.28 ano. Assim, comparando a RPC final com a inicial verifica-se uma redução de 5.6% no custo de energia total.

3. Descrição dos Processos

3.1. Fábrica de Butadieno

O 1,3 - butadieno, de fórmula química C_4H_6 , é um composto da família das diolefinas com elevado valor de mercado, cuja principal aplicação é a produção de borracha sintética.

A fábrica de butadieno do Complexo Petroquímico de Sines possui uma capacidade anual de 52 mil t com o processo de extração patenteado pela *Nippon Zeo*, comissionada em 1983. A extração é realizada a partir da fração C4 proveniente da unidade de *steam cracking*, e tem como objetivo obter 1,3 - butadieno com 99.95% de pureza. Deste modo, a unidade encontra-se dividida em quatro secções:

- Secção da 1ª destilação extrativa;
- Secção da 2ª destilação extrativa;
- Secção de purificação do butadieno;
- Secção de purificação do solvente.

De seguida encontram-se descritas as várias secções do processo.

3.1.1 Secção da 1ª Destilação Extrativa

Nesta secção, a fração C4 proveniente da unidade de *steam cracking*, após vaporização no D0103, é separada na 1ª coluna extrativa (T0101A&B) utilizando dimetilformamida (DMF) como solvente. Dado que o butadieno e os acetilenos são mais solúveis na DMF estes são recolhidos no fundo da coluna, enquanto no topo são retirados Butanos/Butenos Refinados (BBR ou Refinado 1), que irão ser alimentados à unidade de ETBE. Apesar de esta coluna ser uma instalação única, por motivos económicos e estruturais, fisicamente encontra-se dividida em duas colunas que representam a zona de topo (T0101A) e a zona de fundo (T0101B), interligadas por uma linha de gás e uma linha de líquido.

A corrente de fundo da T0101B é alimentada ao 1º *stripper* (T0102) onde o solvente é separado dos restantes compostos. Este equipamento tem como objetivo efetuar a separação do solvente DMF da corrente de hidrocarbonetos rica em 1,3-butadieno. O líquido de fundo, que consiste em solvente isento de hidrocarbonetos, integra o Circuito Geral de Solvente (CGS). A corrente de topo é conduzida a dois condensadores (E0104 e E0105) para arrefecer os gases e condensar o solvente, de modo a poder separá-los no acumulador de refluxo (D0102). O solvente líquido resultante contém ainda uma pequena porção de butadieno dissolvido, sendo parte deste recuperado num desgasificador de gases (E0107), de onde o solvente é encaminhado para a

Secção de Purificação de Solvente, de modo a manter o solvente isento de água e dímero de butadieno.

A corrente gasosa proveniente do D0102 é admitida ao compressor de butadieno (C0101), constituído por dois andares intercalados por um arrefecedor inter-andares (E0109). O compressor é do tipo *Screw*, rotativo de deslocamento positivo e, uma vez que é acionado por um motor elétrico, não é possível variar a velocidade de rotação deste, pelo que a pressão de aspiração do compressor é controlada pelo gás reciclado para a entrada do E0105.

3.1.2 Secção da 2ª Destilação Extrativa

O gás comprimido proveniente do 2º andar do compressor C0101 é direccionado para a 2ª coluna extrativa (T0201) onde ocorre separação do butadieno bruto de acetilenos, essencialmente vinilacetileno e etilacetileno, recorrendo à DMF. O destilado é enviado para a Secção de Purificação do Butadieno enquanto a corrente de fundo é alimentada à coluna de recuperação de butadieno (T0202), onde este é recuperado para recirculação à aspiração do compressor.

O líquido de fundo é alimentado ao 2º *stripper* (T0203), onde o solvente é separado da corrente de vinilacetileno. A corrente de líquido de fundo da T0203 é constituída apenas por solvente pelo que é integrada no CGS. A corrente de topo, vinilacetileno, após diluição com butenos para controlo da concentração é enviada para queima como *fuel* gás na Central Termoelétrica.

3.1.3 Secção de Purificação do Butadieno

A purificação do butadieno é efetuada através de destilações simples em dois fracionadores. No 1º fracionador (T0301) ocorre a separação de metilacetileno do butadieno bruto, eliminado pelo topo. A corrente de fundo, butadieno bruto, é alimentada ao 2º fracionador.

No 2º fracionador (T0302) o produto final, 1,3-butadieno, é obtido pelo topo, uma vez que ocorre a sua separação do *cis*-buteno.

3.1.4 Secção de Purificação do Solvente

Como referido anteriormente, as correntes provenientes do desgasificador E0107 e do 2º *stripper* (T0203) são enviadas para esta secção, nomeadamente para a coluna refinadora de solvente (T0401), de modo a destilar a água e o dímero de butadieno contidos neste. No topo da coluna é recolhido como *off-gas* os hidrocarbonetos não condensados e como destilado o

dímero, sendo que a água é utilizada para refluxo. O líquido do fundo consiste em solvente que é integrado no CGS.

Uma parte do solvente proveniente da corrente do fundo dos *strippers* é enviada para o removedor de TAR (E0405), uma impureza que se acumula no solvente em circulação. Neste permutador de calor ocorre evaporação sob vácuo do solvente que é alimentado continuamente durante um período de tempo específico, de forma a concentrar e precipitar o TAR.

Atualmente já se encontram implementadas várias soluções de reaproveitamento energético que envolvem maioritariamente o circuito geral de solvente (CGS) e o circuito de condensados (CC).

O CGS é constituído pela DMF recuperada nas duas colunas de *stripping* a uma temperatura próxima dos 160°C. Estas correntes possuem um elevado conteúdo energético, pelo que são usadas como fluido de aquecimento em diversos permutadores, como será apresentado na Secção 5.1. Contudo, apesar da sua elevada integração, ainda é necessário arrefecê-lo com água de arrefecimento (CW) antes de ser introduzido no tanque de armazenagem.

O CC é constituído por todos os condensados resultantes da condensação do vapor utilizado como utilidade quente, sendo recolhidos no acumulador de condensados (D1301).

Dado a sua elevada energia, parte dos condensados encontram-se em circuito fechado sendo utilizados, primeiramente como fluido de aquecimento no E0304 e para atemperamento do vapor de média pressão no ejetor J1201, e seguidamente como fluido de arrefecimento no E0104, retornando finalmente ao tanque. Os restantes condensados não são integrados na fábrica, sendo enviados para a Central Termoelétrica do Complexo para produção de vapor e energia elétrica.

Na Figura 3.1 apresenta-se um diagrama simplificado da Fábrica de Butadieno, no qual não está contida a Secção de Purificação do Solvente uma vez que esta secção não foi considerada na integração energética.

O processo completo, bem como o CGS, pode ser consultado no *Process Flow Diagram* cedido pela Repsol Polímeros no Anexo A na Figura A.1. No Anexo B encontra-se um resumo dos equipamentos desta fábrica que serão utilizados na simulação e na integração energética apresentada na Secção 5.

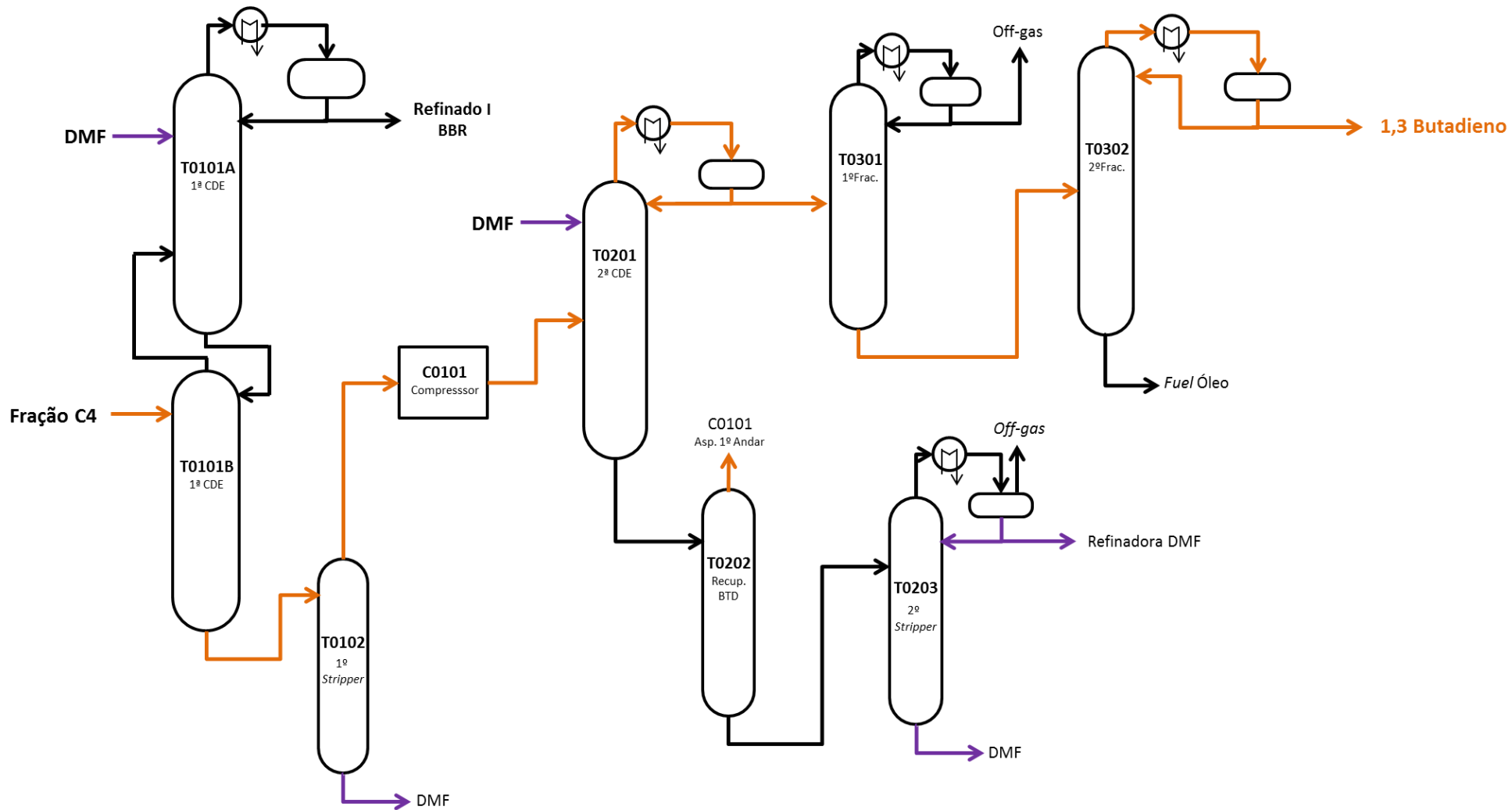


Figura 3.1 – Diagrama simplificado da Fábrica de Butadieno.

3.2. Fábrica de ETBE

3.2.1 Unidade de ETBE

Em 1991, a unidade de ETBE (*etil ter-butil éter*) arrancou com a produção de MTBE (*metil ter-butil éter*), ambos compostos utilizados como aditivos oxigenados de gasolina, ou seja, que possibilitam o aumento do índice de octano desta. A produção de ETBE ou MTBE varia conforme as necessidades dos clientes, encontrando-se atualmente a produzir ETBE.

A produção de ETBE, de fórmula química $C_6H_{14}O$, centra-se na reação catalisada entre o isobuteno e o etanol, cujo processo utilizado na Repsol se encontra patenteado pela *UOP & Huels*. De acordo com a patente, o isobuteno necessário para a reação encontra-se na corrente de Refinado I proveniente da Fábrica de Butadieno. Esta corrente, após mistura com etanol, é introduzida no *treater* da alimentação de olefinas (A0902), que possui catalisador de ETBE para atuar como protetor de reatores / leito de sacrifício. Também a corrente fresca de etanol é introduzida em dois *treaters* em paralelo (A0901A&B), que também contêm catalisador de ETBE como leito protetor.

Após nova mistura da corrente de Refinado I com etanol e o seu aquecimento, esta segue para o 1º reator (R0901), um reator multitubular isotérmico com catalisador / resina de permuta iónica dentro dos tubos e com água de arrefecimento a circular no corpo. De modo a aumentar o rendimento do processo, a corrente reacional, após ser arrefecida, é direccionada para um 2º reator *batch* (R0902).

A corrente reagida é de seguida enviada para a coluna de butenos (T0902) de modo a obter no fundo da coluna o ETBE como produto final. Uma vez que o destilado da coluna T0902 contém uma grande quantidade de etanol e butanos não reagidos, este é direccionado para a coluna de lavagem (T0903), onde circula água que permite recuperá-lo. No topo da coluna é retirado o Refinado Intermédio que segue para a Unidade de CSP. A água do fundo da coluna, rica em etanol, é introduzida na coluna de etanol (T0904) onde este é separado da água, de modo a ser recuperado para o início do processo e a água reintroduzida na coluna de lavagem T0903.

Na Figura 3.2 encontra-se um diagrama simplificado da Fábrica de ETBE, no qual não são representados os *treaters* dado que não foram considerados na integração energética.

O processo completo pode ser consultado no *Process Flow Diagram* cedido pela Repsol Polímeros no Anexo A na Figura A.2. No Anexo C encontra-se uma lista dos equipamentos desta fábrica que serão utilizados na integração energética apresentada na Secção 5.

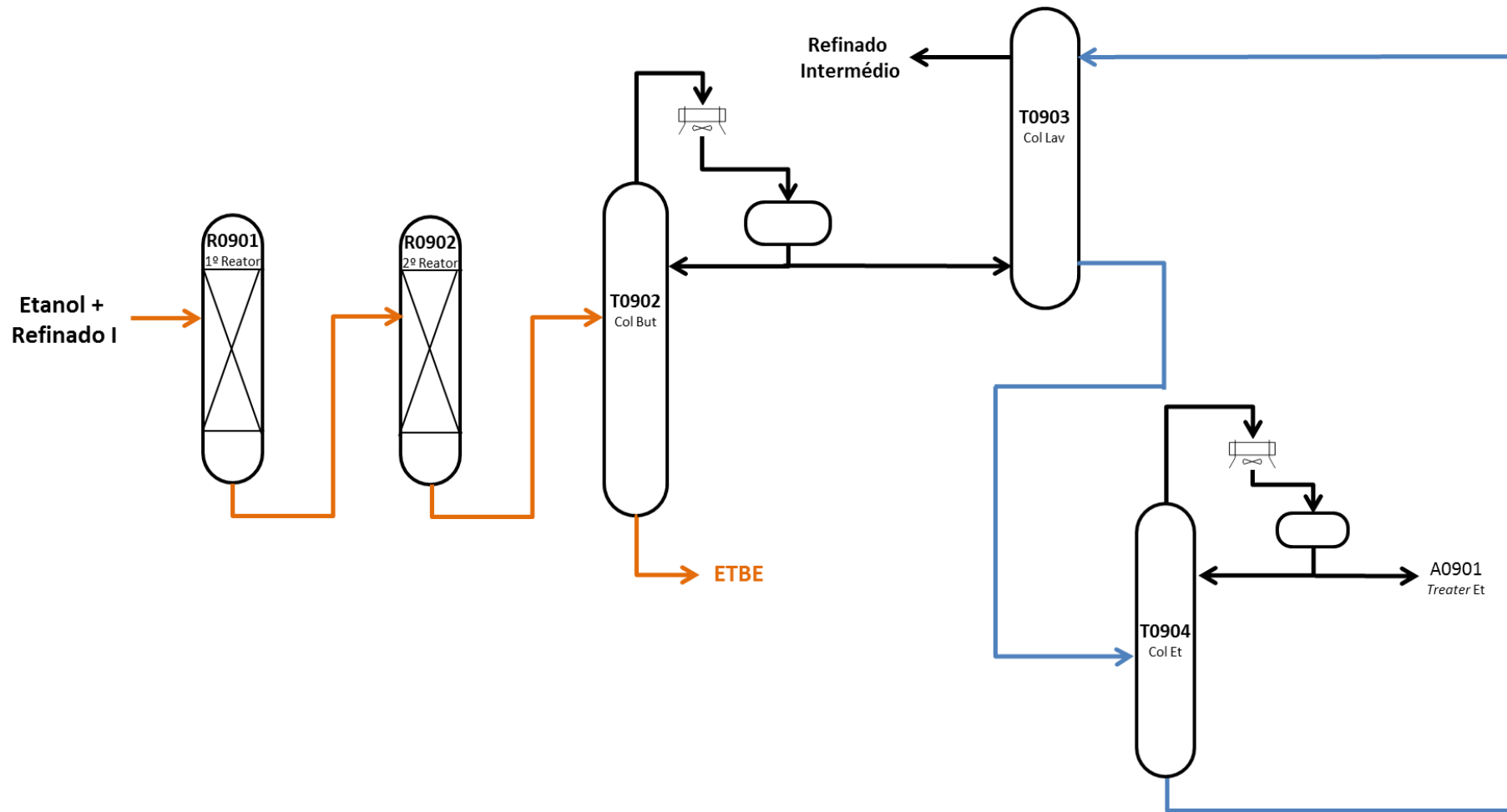


Figura 3.2- Diagrama simplificado da Fábrica de ETBE.

3.2.2 Unidade CSP (Complete Saturation Process)

A unidade de CSP encontra-se integrada na unidade de ETBE, uma vez que nesta se efetua a hidrogenação das olefinas provenientes dessa unidade (Refinado Intermédio) para que estas possam ser reutilizadas nas fábricas de *steam cracking* e PEBD.

O Refinado Intermédio é introduzido num acumulador de alimentação (D0921) onde também é adicionada uma corrente de hidrogénio proveniente do *steam cracker*. A corrente de saída do acumulador, após mistura com uma corrente de reciclo e com a corrente de hidrogénio fresco, é alimentada ao primeiro de dois reatores de leito fixo que se encontram em série (R0921 e R0922), para que ocorra a saturação das olefinas.

O efluente reacional da série de reatores é enviado para um separador gás-líquido (D0922), onde ocorre a separação do líquido e do *off-gas*, que após condensação e separação no separador de topo (D0923) é enviado para o sistema de *fuel* gás. A corrente líquida é dividida em correntes de reciclo fria e quente, parte da corrente fria é encaminhada para o coalescedor (Z0921) onde a água residual é eliminada de modo a obter o produto final (Refinado 2) que é enviado para a fábrica de *steam cracking* ou para a unidade de PEBD.

Dado que esta unidade não se encontra sempre em funcionamento esta não foi tida em consideração na integração energética, motivo pelo qual não é apresentado um diagrama simplificado. No entanto, pode-se consultar o processo completo da Unidade CSP no Anexo A na Figura A.2.

4. Simulação dos Processos

A simulação do processo de extração do 1,3 – butadieno e de produção do ETBE foi realizada através do simulador de processos *Aspen Hysys v.8.8*, com o intuito de posteriormente se realizar a integração energética recorrendo ao *Aspen Energy Analyzer v.8.8*. De modo a fazer a transição entre estes dois programas, tem-se como objetivo principal de simulação no *Aspen Hysys* obter as correntes energéticas para cada uma das fábricas, cuja tabela resumo se apresenta na Tabela 5.1 da Secção 5.1 (pág. 36) para a Fábrica de Butadieno e na Tabela 5.24 da Secção 5.2 (pág. 53) para a Fábrica de ETBE.

Para simular o processo foi primeiramente necessário escolher o modelo termodinâmico mais apropriado para cada tipo de componentes. Para simular a Fábrica de Butadieno utilizou-se a equação de estado Peng–Robinson, uma vez que esta é a mais adequada para componentes petroquímicos. No caso da Unidade de ETBE foi utilizado o modelo NRTL, dado a presença de etanol. No entanto, na coluna de etanol (T0904) utilizou-se o modelo UNIQUAC uma vez que este é adequado para soluções que apresentam azeótropo, como é o caso da mistura água/etanol.

A simulação inicial foi realizada com as condições de *design* da unidade, definidas pelo licenciador. No entanto, presentemente as condições operacionais encontram-se otimizadas, sendo que, por exemplo, a pressão real utilizada é inferior à pressão de projeto, o que permite operar a menores temperaturas, possibilitando uma poupança. Deste modo, a simulação foi convertida para as condições operatórias do dia 14 de Agosto de 2015, para a Unidade de Butadieno, e 17 de Agosto de 2015, para a Unidade de ETBE. Esta modificação era essencial uma vez que para estudar possíveis cenários de integração é necessário obter resultados que estejam de acordo com as condições reais de processo.

De realçar que uma vez que as condições de operação não são estáveis, as condições dos dias referidos eram diferentes das condições durante o período de estágio. No entanto durante o processo de simulação os resultados foram sendo comparados com os valores diários, sendo muito idênticos e da mesma ordem de grandeza.

Os caudais de referência de matérias-primas e produtos usados na simulação da Fábrica de Butadieno e da Fábrica de ETBE encontram-se na Tabela 4.1 e na Tabela 4.2, respetivamente. Além dos caudais, foi também necessário ajustar temperaturas, pressões e composições dos diversos equipamentos, cujos valores foram cedidos pela Repsol, assim como os detalhes mecânicos destes.

Tabela 4.1 – Caudais das matérias-primas e do produto da Fábrica de Butadieno.

	Fração C4	DMF	1,3 – Butadieno
M (t/h)	12.7	105.8	4.1

Tabela 4.2 – Caudais das matérias-primas e do produto da Fábrica de ETBE.

	Refinado I	Etanol	ETBE
M (t/h)	5.4	1.9	4.4

É de notar que não foram simulados alguns equipamentos auxiliares uma vez que o seu consumo de energia e, conseqüentemente, de utilidades não é significativo para o estudo energético realizado. Assim, na Fábrica de Butadieno não foram simulados o permutador de calor E0107 e os equipamentos correspondentes à Secção de Purificação do Solvente. No caso da Fábrica de ETBE não se simulou os *Treaters* A0901 e A0902. Tal como referido na Secção 3.2.2 (pág. 25), a Unidade de CSP também não foi simulada, uma vez que do ponto de vista energético não é relevante.

A simulação final da Fábrica de Butadieno engloba os seguintes equipamentos principais: sete colunas de destilação, um compressor de dois andares e vinte e três permutadores de calor. Para simular as colunas extrativas, os fracionadores e o 2^o *stripper* utilizou-se o modelo de coluna *Distillation*. O 1^o *stripper* e a coluna de recuperação de butadieno foram simulados com o modelo *Reboiled Absorber*. Uma vez que as duas colunas extrativas possuem ebulidores laterais, isto é, as correntes alimentadas aos ebulidores são retiradas directamente de pratos, foi necessário colocar *pump arounds*. Assim, a 1^a coluna extrativa possui dois *pump arounds* e a 2^a coluna extrativa possui um *pump around*.

É necessário mencionar que os ebulidores das colunas foram simulados com o modelo *kettle* (Figura 4.1), o que não corresponde à realidade, uma vez que os ebulidores implementados na fábrica são do tipo termosifão (Figura 4.2). Motivo pelo qual se verificaram diferenças nos caudais e temperaturas, comparativamente aos valores reais. Deste modo, criou-se uma nova simulação apenas com permutadores de calor onde se manteve as condições operacionais da simulação anterior e ajustou-se os caudais, as composições e as temperaturas dos ebulidores em causa, de modo a estas serem mais próximas da realidade. Assim, para prosseguir com a integração energética esta foi a simulação utilizada.

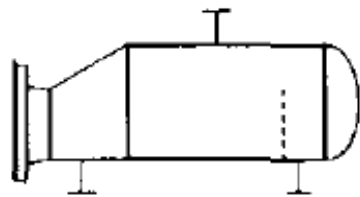


Figura 4.1 - Ebulidor do tipo *kettle*.

(Fonte: Walas (1990))

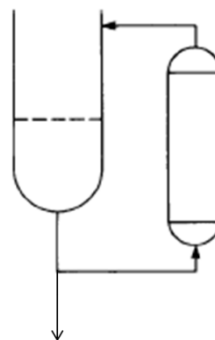


Figura 4.2 - Ebulidor do tipo termossifão.

(Fonte: Walas (1990))

Na simulação final da Fábrica de ETBE os principais equipamentos são: dois reatores do modelo *Equilibrium*, três colunas e onze permutadores de calor. A simulação da coluna de butenos e da coluna de etanol foi realizada com uma coluna do modelo *Distillation*, enquanto que a coluna de lavagem foi simulada com o modelo *Liquid-Liquid Extractor*. Foi ainda necessário acrescentar uma coluna de modelo *Component Splitter* antes da coluna de etanol de modo a retirar os componentes voláteis que se encontravam na corrente.

Para realizar a integração energética às duas fábricas combinou-se as duas simulações individuais.

Os *flowsheets* das simulações realizadas encontram-se no Anexo D (pág. 93-98). Dado a simulação da Fábrica de Butadieno apresentar uma grande dimensão (Figura D.1), esta encontra-se dividida em quatro partes, nomeadamente na Secção da 1ª Destilação Extrativa (Figura D.2), na Secção da 2ª Destilação Extrativa (Figura D.4), na Secção de Purificação de Butadieno (Figura D.5) e no arrefecimento e armazenamento da DMF (Figura D.3). Dado que a simulação utilizada na realização da integração energética foi a que apenas apresenta permutadores esta também é apresentada na Figura D.6. A Fábrica de ETBE está representada na Figura D.7 (com os dois reatores e a coluna de butenos) e na Figura D.8 (com as colunas de lavagem e de etanol).

Para completar a simulação, foi necessário descrever as utilidades quentes (UQ) e frias (UF) disponíveis nas unidades em estudo.

Como UQ encontram-se disponíveis: vapor de baixa pressão a 6 barg (LP) e vapor de média pressão a 12 barg (MP).

Como UF dispõe-se de água de refrigeração (CW), aeroarrefecedores (Aero) presentes na Fábrica de ETBE e ainda de água de circulação (AC) necessária para manter o reator R0901 isotérmico.

Além das utilidades acima mencionadas, como referido anteriormente na Secção 3.1 (pág. 21), existe na unidade um circuito de condensados, que é utilizado como UQ no caso do E0304 e como UF no E0104, motivo pelo qual se diferenciou esta utilidade em Cond Q e Cond F, respetivamente. No entanto, do ponto de vista de integração energética é importante ter em conta que no tanque de armazenagem dos condensados estes encontram-se a uma temperatura de aproximadamente 82 °C enquanto os condensados que são encaminhados para a Central Termoelétrica estão a uma temperatura mais baixa de aproximadamente 63 °C, uma vez que são retirados do circuito após o E0304.

Na Tabela 4.3 indicam-se as condições a que as utilidades estão disponíveis, bem como o preço destas.

Tabela 4.3 – Temperatura e custo das utilidades disponíveis nas duas fábricas.

	T _i (°C)	Custo (€/t)
MP	192.0	30
LP	165.0	22
Cond Q	63.0	1
Cond F	82.0	1
AC	45.0	-
Aero	20.0	-
CW	18.0	21 × 10 ⁻³

Na tabela acima não se encontra referido o custo dos aeroarrefecedores uma vez que o preço do ar não é quantificado, apenas a energia que é consumida nos ventiladores associados a estes. Como referência, em Abril de 2016 o preço interno da eletricidade era de 61 €/MWh. O custo da AC também não é referido uma vez que é uma utilidade que circula internamente dentro da unidade.

Na Figura 4.3 e na Figura 4.4 encontram-se representados os fluxogramas energéticos de permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de Butadieno e para a Fábrica de ETBE, respetivamente. Nestes fluxogramas evidencia-se a distribuição de cada utilidade pelos permutadores das fábricas, assim como a energia consumida para cada utilidade.

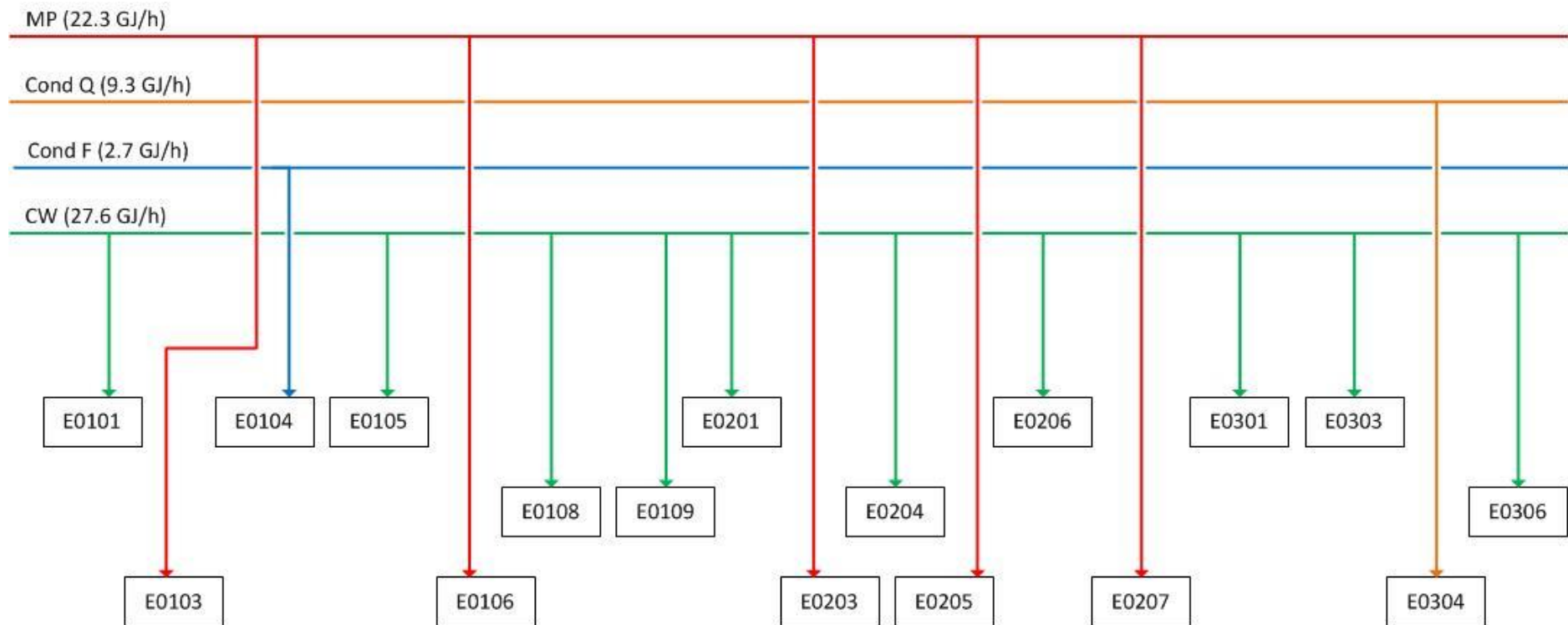


Figura 4.3 – Fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de Butadieno para os equipamentos considerados no âmbito do estudo.

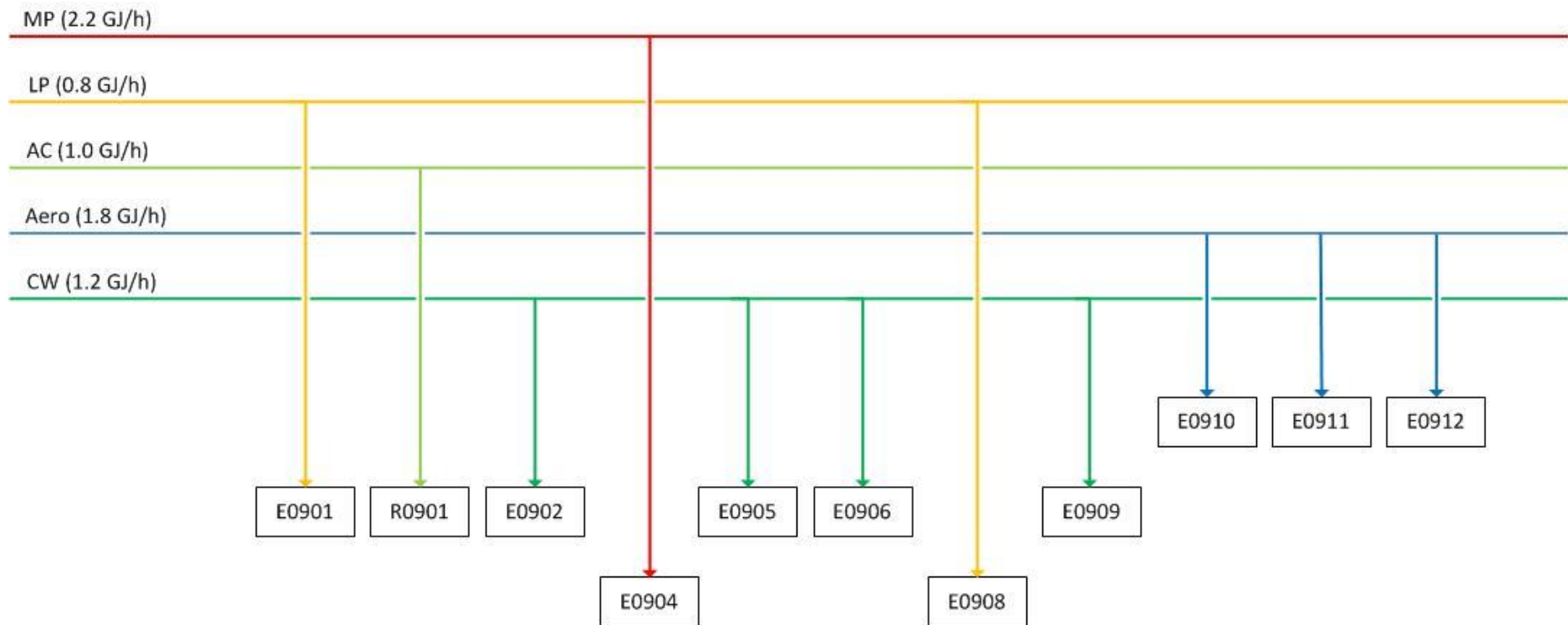


Figura 4.4 – Fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de ETBE para os equipamentos considerados no âmbito do estudo.

Com o objetivo de efetuar uma comparação do consumo energético de ambas as fábricas representou-se a energia consumida por cada uma das utilidades e permutada entre correntes de processo (permuta) em cada uma das unidades (Figura 4.5).

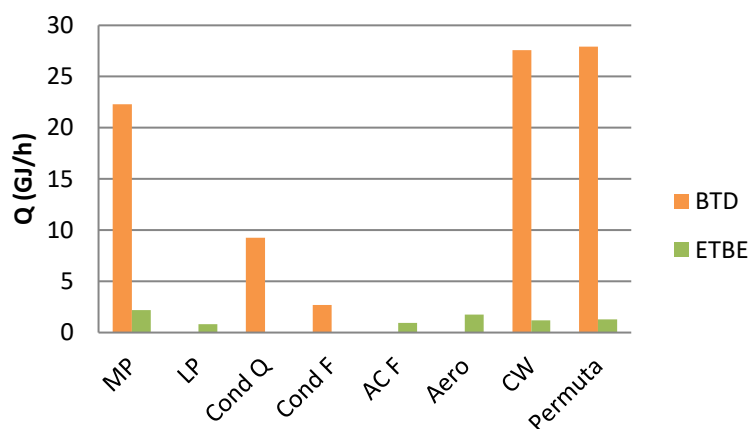


Figura 4.5 – Consumo energético atual das várias utilidades nas duas fábricas.

Como é possível concluir na Figura 4.5, o consumo energético na Fábrica de Butadieno é significativamente superior ao da Fábrica de ETBE, em qualquer uma das utilidades por ambas utilizadas.

Constata-se também que a permuta de correntes de processo na Fábrica de Butadieno representa o maior consumo energético desta (31.1%), o que significa que já se encontram implementadas várias soluções de reaproveitamento energético. No entanto, na Fábrica de ETBE esta permuta entre correntes de processo representa apenas 15.7% do total de energia transferida.

É ainda possível comprovar que na Fábrica de Butadieno as principais utilidades consumidas são CW e MP. Contudo, dado o seu elevado custo, o MP representa 87.8% do custo total operatório desta fábrica (3.1 M€/ano), motivo pelo qual é essencial procurar soluções de integração para esta utilidade nos permutadores de calor em que é utilizada, nomeadamente o E0103, E0106, E0203, E0205 e E0207, como evidenciado no fluxograma energético apresentado anteriormente.

O mesmo se verifica para a Fábrica de ETBE em que o MP é a principal utilidade consumida e representa 78.7% do custo total de operação, seguido do LP que representa 20.6%, num total de 338.1 k€/ano.

Esta análise preliminar de consumo energético em ambas as fábricas representa a motivação para uma integração energética mais aprofundada na secção seguinte, incidente maioritariamente nos permutadores consumidores de MP, com o objetivo de diminuir o consumo desta utilidade.

5. Integração Energética

Como referido anteriormente, a integração energética dos processos foi realizada com o auxílio do *software Aspen Energy Analyzer v. 8.8*, que permite estudar a eficiência energética associada aos vários permutadores de calor implementados, indicando se há possibilidade de economizar energia e, caso seja possível, propõe diversos cenários para que se atinja essa poupança.

A maioria dos cenários propostos pelo *software* neste estudo, baseia-se no aproveitamento do calor latente das correntes que sofrem mudança de fase, que na sua maioria são correntes de fundo e de topo de colunas de destilação. Ou seja, maioritariamente estas propostas englobam correntes que alimentam ebulidores e condensadores. Contudo, são também apresentadas algumas soluções onde é apenas aproveitado o calor sensível das correntes.

5.1. Fábrica de Butadieno

A integração energética inicia-se com a caracterização das correntes que necessitam de ser aquecidas e arrefecidas, em termos dos seus níveis térmicos e do calor que estas requerem. Assim, apresenta-se na Tabela 5.1 uma lista das CQ e CF deste processo. No Anexo E, Tabela E.1, encontra-se um resumo das condições de operação dos permutadores de calor que foram objeto de simulação e análise.

Tabela 5.1 – Nível térmico, MCp e calor das correntes da Fábrica de Butadieno.

Corrente	T _i (°C)	T _f (°C)	MCp (10 MJ/kg.°C)	Q (10 ² MJ/h)	UQ / UF
Refinado I	26.0	24.9	383.9	43.8	CW
Topo 1º Stripper	103.6	66.0	7.2	27.1	Cond F
Topo 1º Stripper para E0105	63.6	35.0	5.5	15.8	CW
Inter-Andares Compressor	76.6	40.0	3.4	12.5	CW
Topo 2ª Extrativa	30.3	29.7	1088.4	62.0	CW
Fundo 2ª Extrativa para E0202	120.0	73.0	3.4	15.8	-
Alimentação Col Rec BTB	73.0	71.7	2.4	0.3	CW
Topo 2º Stripper	121.0	37.0	3.0	25.0	CW
Topo 1º Fracionador	35.6	35.0	464.8	27.9	CW
Topo 2º Fracionador	33.9	33.8	6110.8	73.3	CW
Butadieno	33.8	24.0	1.0	0.9	CW
Fração C4	24.6	58.7	16.0	54.4	DMF
Fundo 1ª Extrativa para E0102B	93.0	113.5	38.5	78.9	DMF
Fundo 1ª Extrativa para E0102C	73.0	99.8	34.3	92.0	DMF
Fundo 1ª Extrativa para E0103	112.0	117.0	78.1	39.1	MP
Fundo 1º Stripper	160.0	162.3	478.3	110.0	MP
Prato para E0202	56.0	75.0	8.3	15.8	-
Fundo 2ª Extrativa	71.0	120.0	7.4	36.3	MP
Fundo Col Rec BTB	108.0	138.0	7.0	21.0	MP
Fundo 2º Stripper	160.0	161.7	96.9	16.5	MP
Fundo 1º Fracionador	38.6	51.9	22.1	29.4	DMF
Fundo 2º Fracionador para E0304	45.0	45.4	2103.6	92.6	Cond Q
Fundo 2º Fracionador para E0305	38.7	38.7	2958.7	8.9	DMF
DMF para E0102B	162.3	130.0	24.4	78.9	-
DMF para E0102C	130.0	90.0	23.0	92.0	-
DMF para E0305	90.0	86.0	22.2	8.9	-
DMF para E0110	86.0	45.0	13.3	54.4	-
DMF para E0302	86.0	50.0	8.2	29.4	-
DMF para E0108	46.9	40.0	20.7	14.3	CW

Além das correntes de processo, é também importante ter conhecimento do consumo e do tipo de utilidades associados a estas, como apresentado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Consumo de utilidades na Fábrica de Butadieno.

	Q (GJ/h)	M (t/h)
MP	22.3	11.2
Cond Q	9.3	116.2
Cond F	2.7	161.6
CW	27.6	1319.0
Permuta entre Correntes de Processo	27.9	-

Constata-se novamente que a permuta de calor entre correntes de processo representa cerca de 45% do total das necessidades de UQ e UF, facto que se deve maioritariamente ao aproveitamento do calor da DMF.

Na Figura 5.1 é apresentado o CGS atual, evidenciando os níveis térmicos e o calor envolvido em cada permuta. Além do aproveitamento energético da DMF, também existe integração energética no permutador E0202 da coluna de extração T0201, onde a corrente de fundo é arrefecida pela corrente proveniente do último prato da coluna.

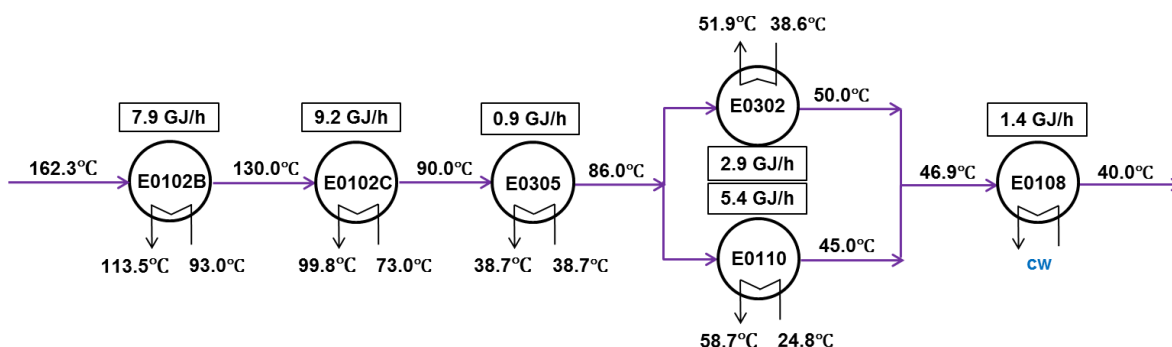


Figura 5.1 - CGS atual com as temperaturas e calor ao longo do circuito.

O passo seguinte da integração foi obter a RPC atual no *Aspen Energy Analyzer* (Figura 5.2) para um $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$. Apesar de atualmente o ΔT_{min} da unidade ser de 3°C , optou-se por utilizar 10°C uma vez que, como referido na Secção 2.1 (pág. 8), este é o valor típico para a indústria química e petroquímica. Atualmente estão implementados vinte e três permutadores, sendo que apenas seis destes efetuam transferência de calor entre correntes de processo. Os restantes efetuam trocas com utilidades, nomeadamente onze deles com UF e seis com UQ.

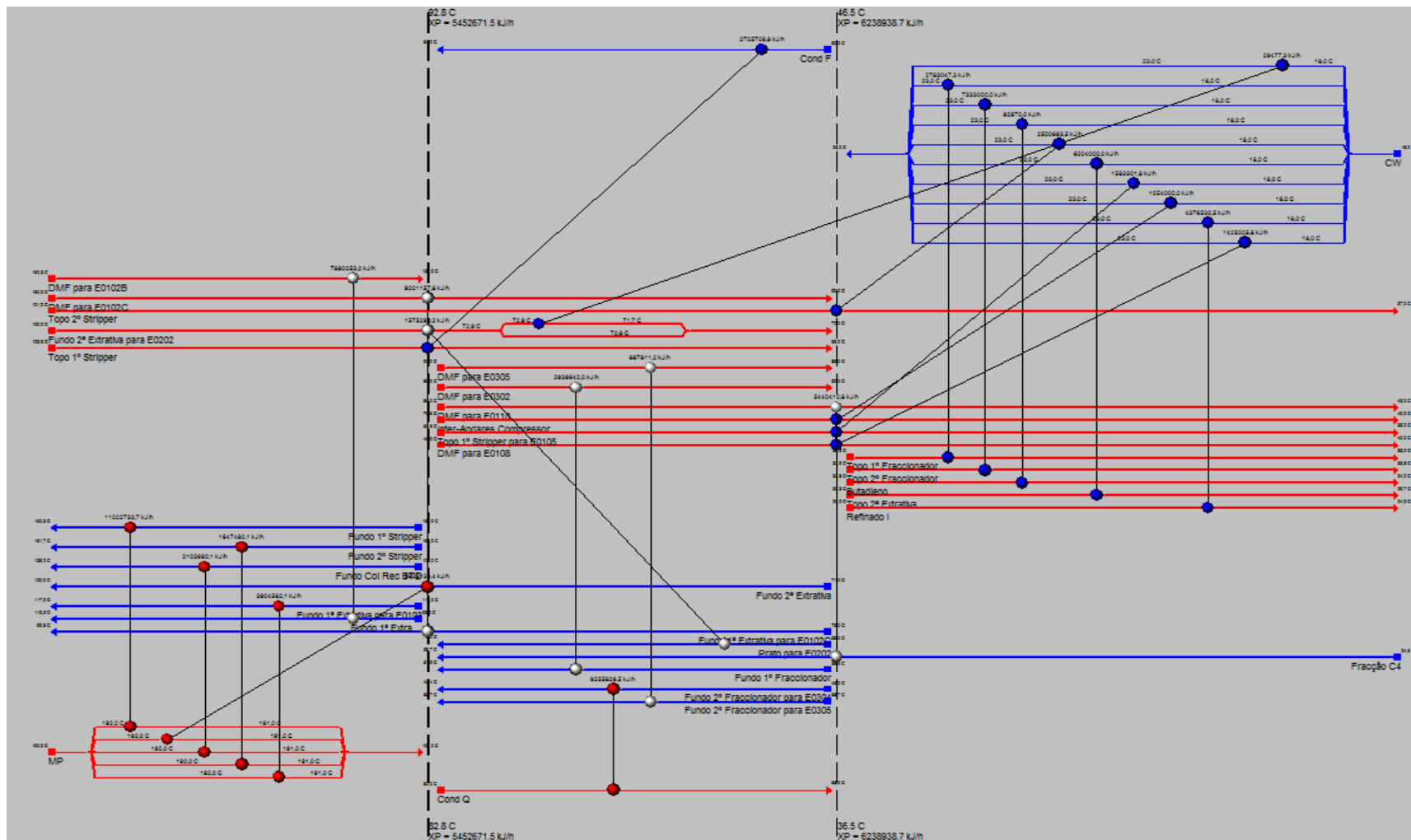


Figura 5.2 - RPC atual da Fábrica de Butadieno.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

Consultando a RPC atual da fábrica verifica-se que existe um PE de processo a $T'=41.5^{\circ}\text{C}$ e um PE de utilidade a $T'=87.8^{\circ}\text{C}$, que no total representa 11.7 GJ/h de energia transferida através dos PE.

Como é possível verificar existem cinco permutadores cuja utilidade é CW que transferem calor através do PE de processo, nomeadamente E0105, E0108, E0109, E0204 e E0206. O permutador E0104, apesar de recorrer a uma UF mais quente que CW, transfere energia através do PE de utilidade, assim como o E0203, cuja utilidade é MP. O permutador E0202, que reaproveita energia circulante entre correntes de processo, também transfere energia através do PE de utilidade.

Como referido na Secção 2.1 (pág. 8), a CC e a CCG permitem concluir acerca da necessidade de reduzir o consumo de utilidades, determinando o mínimo de UQ e UF necessários. Assim, através do *Aspen Energy Analyzer* obteve-se as CC e CCG apresentadas na Figura 5.3 e Figura 5.4, respetivamente.

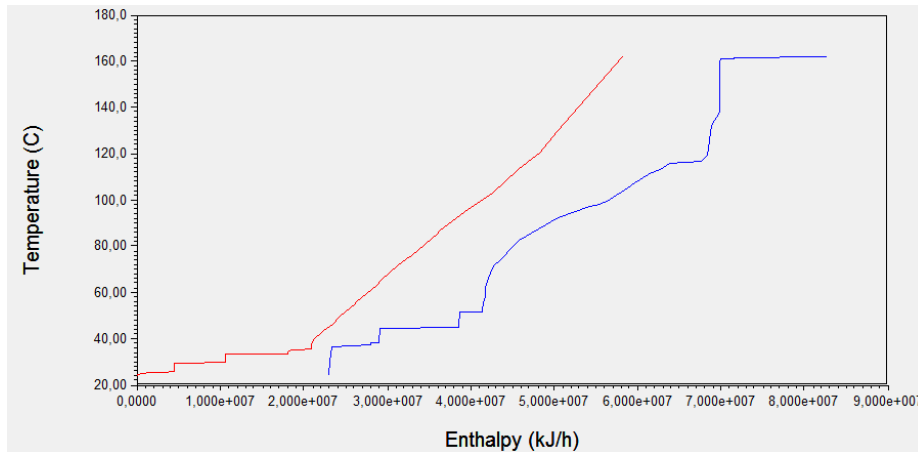


Figura 5.3 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da unidade de Butadieno.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

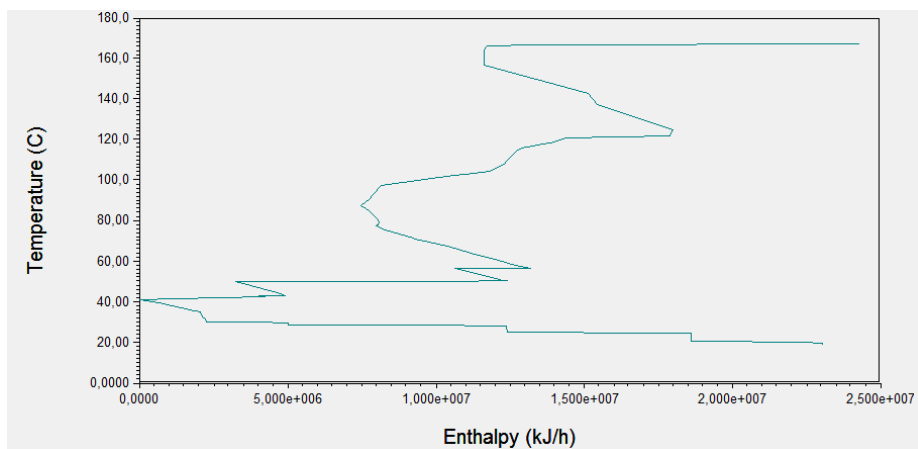


Figura 5.4 - CCG da unidade de Butadieno.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

Como é possível verificar nas curvas acima apresentadas e comprovar na Tabela 5.3, a necessidade de **UQ** é superior à de **UF**, sendo que atualmente o consumo de ambas as utilidades é superior ao mínimo necessário. Verifica-se também que o potencial de redução de ambas as utilidades é semelhante.

Tabela 5.3 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF e respetivo potencial de redução.

	Q_{atual} (GJ/h)	Q_{min} (GJ/h)	Redução (%)
UQ	31.5	24.3	23.0
UF	30.3	23.0	24.0

Como demonstrado pela RPC existem diversas possibilidades de integração que poderão diminuir o consumo de ambas as utilidades, pelo que se estudaram diferentes cenários de integração, os quais foram avaliados do ponto de vista tecnológico e económico. Contudo de seguida são apenas apresentados os mais relevantes e significativos em ambos os critérios.

A estimativa dos custos associados aos novos permutadores foi realizada recorrendo a informação disponibilizada pela empresa de engenharia *Matches* (Matches, 2014). Todos os preços recolhidos encontravam-se expressos em dólares para o ano 2014, tendo sido atualizados para o ano de 2015, recorrendo aos índices de custo CEPCI, e convertidos em euros (Tabela 5.4).

Em toda a dissertação considerou-se que o preço dos permutadores representava 55% do investimento necessário, tendo os restantes 45% sido atribuídos a novas linhas, acessórios, entre outros.

Foi realizada uma primeira estimativa da área de transferência de calor necessária para os novos permutadores, através dos valores do coeficiente global de transferência de calor (U) retirados do livro *Rules of Thumb for Chemical Engineers* (Hall, 2012).

Tabela 5.4 - Critérios utilizados na integração energética.

Índice de Custo CEPCI Maio 2014	635.1
Índice de Custo CEPCI Abril 2015	603.5
Taxa Conversão \$ / €	0.9
Custo do Permutador no Investimento (%)	55
Período Anual de Operação (h)	8000

Apresentam-se de seguida alguns dos cenários mais relevantes para a redução do consumo de utilidades.

Projeto BTD1 – Substituição de MP por LP nos Ebulidores

Como referido na Secção 4 (pág. 33) o custo operatório de MP representa 87.8% do custo total operatório desta fábrica, o que corresponde a um custo anual de operação de 2.7 M€, motivo pelo qual é essencial reduzir o consumo desta utilidade. As condições atuais dos ebulidores que utilizam MP e o seu respetivo custo operatório são os apresentados na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 – Condições e custos atuais dos permutadores que utilizam MP na Fábrica de Butadieno.

Permutador	T_i (°C)	T_f (°C)	Q (GJ/h)	M_{MP} (kg/h)	C_{op} (k€/ano)	C_{op} Total (k€/ano)
E0103	112.0	117.0	3.9	1971.0	475.6	2 713.9
E0106	160.0	162.3	11.0	5553.0	1339.6	
E0203	71.0	120.0	3.6	1832.0	441.9	
E0205	108.0	138.0	2.1	1062.0	256.2	
E0207	160.0	161.7	1.6	831.5	200.6	

Com o intuito de reduzir o custo associado a esta utilidade, estudou-se a possibilidade de substituição por LP, uma vez que é a única utilidade que apresenta nível térmico suficiente. Como evidenciado anteriormente, esta é uma utilidade mais barata uma vez que o preço considerado foi de 22 €/t, comparativamente aos 30 €/t de MP.

Como primeira análise verificou-se a existência de nível térmico suficiente para efetuar a transferência de calor. Conclui-se que os únicos permutadores que podem vir a apresentar limitações no nível térmico são os ebulidores dos *strippers*, uma vez que funcionam a uma temperatura relativamente próxima da temperatura do LP. Estes ebulidores apresentam um ΔT_{ln} inferior a 5°C, valor para o qual foram projetados. No entanto, visto que o seu *design* foi realizado para um ΔT_{ln} tão baixo, assumiu-se que o ΔT_{ln} poderia não ser considerado uma limitação, tendo-se assumido que esta diferença de temperatura seria viável. No entanto, deve ser mantida a hipótese atual de utilização de MP, para cenários de cargas mais elevadas e operação em EOR (*End of Run*), situação de fim de ciclo dos equipamentos em que se verifica uma maior limitação à transferência de calor, como, por exemplo, *fouling*. Contudo, para uma análise mais detalhada dever-se-ia realizar um estudo do historial de temperaturas e caudais para estes ebulidores, de modo a estimar a probabilidade destes atingirem temperaturas superiores a 165°C e, por conseguinte, ser inviável a utilização de LP.

A segunda análise consistiu em calcular o caudal necessário de LP para fornecer o mesmo calor ao permutador e verificar se este possui área de transferência de calor suficiente. Para calcular o caudal de LP requerido foi considerado o calor latente apresentado na Tabela 5.6

(ThermExcel, 2003), onde também se evidencia o calor latente do MP, verificando-se que este é inferior e, portanto, para o mesmo calor será necessário um menor caudal de LP. Os resultados do estudo encontram-se na Tabela 5.7.

Tabela 5.6 – Calor latente do MP e do LP.

	MP	LP
Calor Latente (kJ/kg)	1970.7	2064.9

Tabela 5.7 – Área de transferência de calor e caudal de utilidade para situação atual e para o projeto em estudo e a respectiva poupança.

Permutador	M _{MP} (kg/h)	A _{atual} (m ²)	M _{LP} (kg/h)	A _{nec} (m ²)	Poupança (k€/ano)	Poupança Total (k€/ano)
E0103	1971.0	509	1891.1	428	142.7	814.5
E0106	5553.0	524	5327.1	593	402.0	
E0203	1832.0	96	1757.5	84	132.6	
E0205	1062.0	77	1018.9	63	76.9	
E0207	831.5	195	797.6	128	60.2	

Como é possível constatar todos os permutadores possuem área de transferência suficiente para realizar a troca de calor com LP, exceto o permutador E0106, o qual necessita de mais 69 m². Assim, propõe-se colocar um permutador extra, denominado de E0106A, em paralelo com o E0106, onde 9.7 GJ/h serão transferidos no E0106 e os restantes 1.3 GJ/h no E0106A. Assim, assumindo um permutador do tipo ebulidor em aço carbono, o preço do E0106A será de 25.3 k€ e o investimento de 46.0 k€, que corresponde a um PRI de 1 mês e 11 dias.

Projeto BT2 – Pré-Aquecimento da Fração C4 com Condensados para a Central

Tal como é evidenciado pela RPC, a vaporização total da fração C4 com recurso ao E0110, não corresponde a um bom aproveitamento da energia da corrente de DMF, uma vez que há transferência de calor através do PE. O pré-aquecimento da fração C4 antes desta ser introduzida no D0103 apresenta-se como uma possibilidade para recuperar mais calor da DMF. Na Tabela 5.8 são apresentadas as condições atuais de funcionamento do E0110.

Tabela 5.8 - Nível térmico e calor transferido atualmente no E0110.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
E0110	DMF para E0110	86.0	45.0	5.4
	Fração C4	24.6	58.7	

Tendo em conta o nível térmico das utilidades disponíveis, conclui-se que a utilização da corrente de condensados cujo destino é a Central de Utilidades do Complexo é uma opção. No cenário atual estes condensados saem da Fábrica de Butadieno a aproximadamente 63 °C e na Central de Utilidades são arrefecidos até cerca de 35 °C com recurso a BFW e CW, antes da unidade de desmineralização. Assumindo um regime estacionário, o caudal destes condensados corresponde ao caudal de MP utilizado que condensou e foi recolhido no tanque de acumulação de condensados, o que, para esta simulação, corresponde a 11.3 t/h.

Para prosseguir com este projeto é necessário um novo permutador de calor, ao qual se atribuiu o nome E0110A e se encontra representado a vermelho na Figura 5.5, onde se apresenta um esquema simplificativo com as alterações propostas.

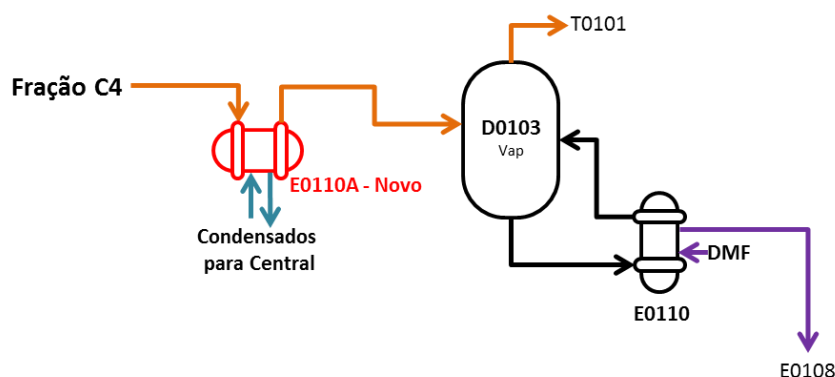


Figura 5.5 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BT2.

Assim, admitindo o caudal de condensados calculado anteriormente e assumindo um $\Delta T = 10^\circ\text{C}$, as condições de funcionamento deste projeto são apresentadas na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT2.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0110A	Cond Central	63.0	34.6	1.3
	Fração C4	24.6	33.0	
E0110	DMF para E0110	86.0	55.2	4.1
	Fração C4	33.0	58.7	

Para as condições apresentadas o novo permutador necessita de uma área de transferência de calor de 119 m², que optando por um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono corresponde a um preço de 46.7 k€ e, por conseguinte, um investimento de 84.9 k€. Não é possível calcular a poupança direta e o PRI deste projeto uma vez que esses parâmetros estão associados ao CGS. Assim, a poupança e o PRI deste projeto serão incorporados no projeto de aproveitamento de calor do CGS (Projeto BT5).

De referir que caso se substitua o MP por LP nos ebulidores das colunas, como foi estudado no projeto anterior, a viabilidade desta proposta mantém-se. Se se assumir que o caudal de condensados que são direcionados para a Central Termoelétrica passa a ser o caudal de LP consumido e apresentado no projeto anterior, o caudal de condensados possível de utilizar é de 10.8 t/h. Para este caudal, é possível recuperar 1.3 GJ/h, o que permite aumentar a temperatura da fração C4 até 32.7 °C no novo permutador. Por outro lado, no E0110 o calor transferido seria 4.2 GJ/h, o que permite arrefecer a DMF até 54.8 °C.

Projeto BT3 - Pré-Aquecimento da Fração C4 com a Corrente Topo 1º Stripper para E0105

Analisando o nível térmico das correntes de processo da Fábrica de Butadieno, conclui-se que se poderia recuperar totalmente o calor da corrente de topo do 1º *stripper* que atualmente é arrefecida no E0105 com CW. Foi também considerada a possibilidade de integrar a fração C4 com a corrente de topo do 1º *stripper* para o E0104, visto esta apresentar maior energia e nível térmico. Contudo, esta corrente já se encontra integrada com condensados, pelo que se optou por integrar esta corrente após ser arrefecida neste condensador. As condições atuais de funcionamento dos permutadores E0105 e E0110 são apresentadas na Tabela 5.10.

Tabela 5.10 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0105 e E0110.

	Correntes	T_i (°C)	T_f (°C)	Q (GJ/h)
E0105	Topo 1º <i>Stripper</i> para E0105 CW	63.6 -	35.0 -	1.6
E0110	DMF para E0110 Fração C4	86.0 24.6	45.0 58.7	5.4

Dado que o permutador E0105 apresenta uma área de transferência de calor de 290 m² e para se efetuar a transferência de calor sugerida são necessários 218 m², conclui-se que este permutador apresenta área suficiente. No entanto, optou-se por realizar o projeto para um novo permutador caso, por motivos operacionais, seja necessário utilizar o E0105 com CW. Assim, na Figura 5.6 encontra-se representado a vermelho este novo permutador, intitulado E0110B.

Representou-se também a azul o E0105 que para o cenário proposto deixaria de ser incluído neste percurso. De notar que o caudal do permutador E0105 não corresponde ao mesmo do E0104, uma vez que resulta da mistura da corrente de topo do 1º *stripper* com os recírculos provenientes do E0107, da T0202 e do C0101.

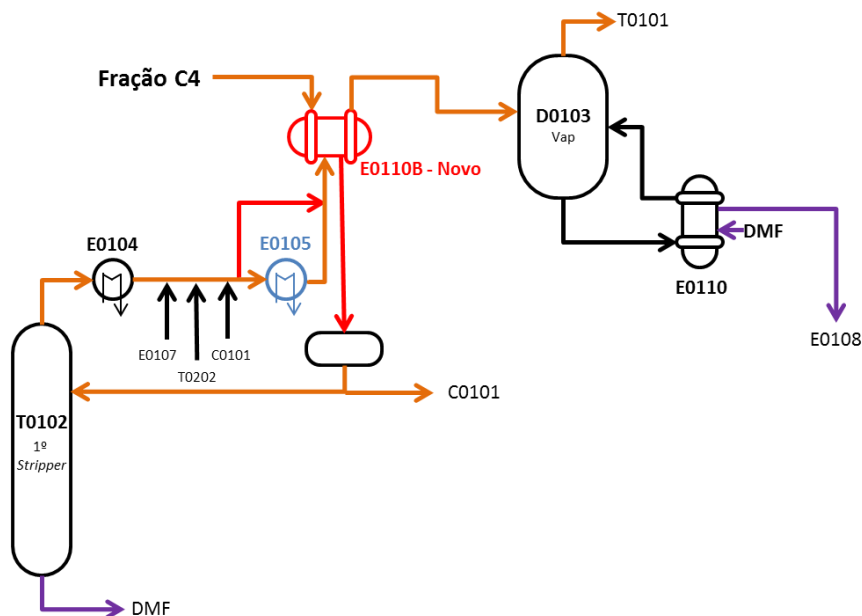


Figura 5.6 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BT3.

Na Tabela 5.11 evidenciam-se as condições propostas para o Projeto BT3.

Tabela 5.11 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT3.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0110B	Topo 1º Stripper para E0105	63.6	35.0	1.6
	Fração C4	24.6	34.5	
E0110	DMF para E0110	86.0	57.0	3.9
	Fração C4	34.5	58.7	

Como referido, para estas condições, o novo permutador necessita de 218 m² de área de transferência de calor, o que corresponde a um permutador com um custo de 70.6 k€, uma vez que se optou por um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono. Assim, o investimento previsto para este projeto é de 128.3 k€.

Mais uma vez, não é possível obter o PRI, dado que este só consegue ser estimado após a integração do CGS. No entanto, é possível estimar a poupança de CW em 3.1 k€/ano.

Projeto BTD4 – Fundo 2ª Extrativa aquecido com Topo do 2º Stripper

Considerando os níveis térmicos da corrente de fundo da T0201 e a de topo da T0203 (Tabela 5.12), bem como a RPC onde ambas as correntes apresentam transferência de calor através do PE, conclui-se que estas têm condições térmicas suficientes para trocarem calor entre si.

Tabela 5.12 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0203 e E0206.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
E0203	MP Fundo 2ª Extrativa	- 71.0	- 120.0	3.6
E0206	Topo 2º Stripper CW	121.0 -	37.0 -	2.5

As integrações com permutadores existentes na fábrica podem ser realizadas em paralelo ou em série. Neste caso, não é possível realizar a integração em paralelo uma vez que se verificariam limitações de ΔT entre a T_i da corrente de topo do 2º *stripper* e a T_f da corrente de fundo da 2ª extrativa. Deste modo, esta integração foi realizada em série com os permutadores atualmente implementados, tal como evidenciado na Figura 5.7, onde se representa a vermelho o novo permutador (E0203A).

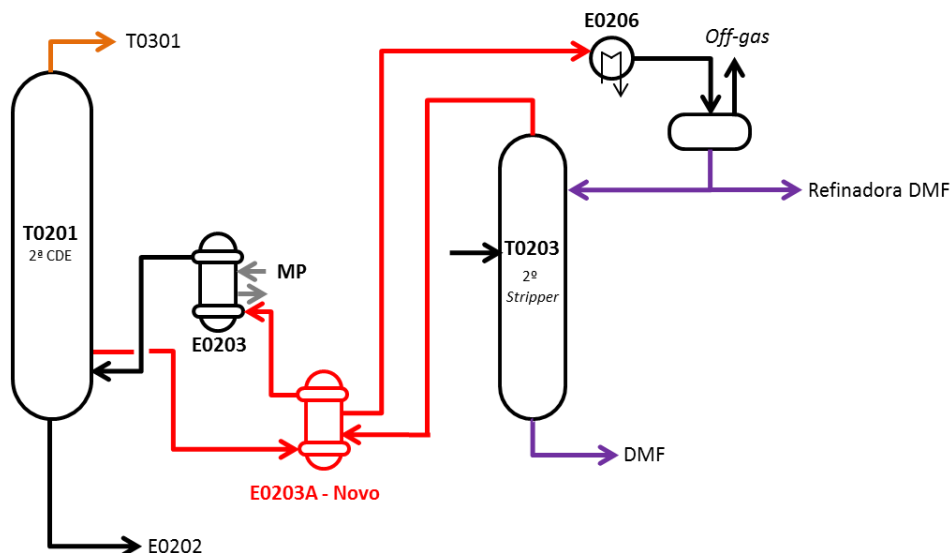


Figura 5.7 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD4.

Assim, impondo um $\Delta T = 10^{\circ}\text{C}$, é possível integrar 1.2 GJ/h, o que corresponde a uma poupança de 32.8% de vapor no E0203 e de 47.6% de CW no E0206. As condições de funcionamento dos permutadores no Projeto BT4 encontram-se na Tabela 5.13.

Tabela 5.13 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT4.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0203A	Topo 2 ^o Stripper	121.0	81.0	1.2
	Fundo 2 ^a Extrativa	71.0	87.1	
E0203	MP	-	-	2.4
	Fundo 2 ^a Extrativa	87.1	120.0	
E0206	Topo 2 ^o Stripper	81.0	37.0	1.3
	CW	-	-	

Para efetuar a integração entre as duas correntes referidas é necessário um novo permutador com 152 m² de área de transferência de calor, cujo valor é de 55.2 k€, uma vez que foi escolhido um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono.

Para a situação atual, em que o aquecimento do E0203 é realizado com recurso a MP, o investimento, a poupança e o PRI são apresentados na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BT4.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
MP	145.0	4.8	100.4	0.68
CW	2.3	455.7		

Admitindo que no momento de implementação do novo permutador o Projeto BT1 já tinha sido aprovado e implementado, isto é, o E0203 já funcionava com LP, é também possível estudar a poupança e o PRI associados à união do Projeto BT1 com o Projeto BT4 (Tabela 5.15).

Tabela 5.15- Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BT1 e BT4.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
LP	101.5	4.6	100.4	0.97
CW	2.3	455.7		

Projeto BTD5 – Integração do E0103 no CGS

Tendo sido estudadas várias possibilidades de integração com o intuito de satisfazer os ebulidores que atualmente consomem MP, conclui-se que com os níveis térmicos atuais não é possível satisfazer os permutadores E0106, E0205 e E0207. Verificou-se também que não é possível recorrer à DMF para satisfazer totalmente nenhum dos restantes (E0103 e E0203). Assim, optou-se por integrar apenas um destes ebulidores com o máximo de calor possível, com o objetivo de garantir que todos os permutadores do CGS verificam um ΔT de, pelo menos, 10°C , de modo a não haver limitações de temperatura. Uma vez que o E0203 foi integrado com Projeto BTD4, o CGS foi integrado com a corrente que alimenta o E0103, cujas condições atuais se apresentam na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 - Nível térmico e calor transferido atualmente no permutador E0103.

	Correntes	T_i ($^{\circ}\text{C}$)	T_f ($^{\circ}\text{C}$)	Q (GJ/h)
E0103	MP	-	-	3.9
	Fundo 1 ^a Extrativa para E0103	112.0	117.0	

Tal como apresentado na Figura 5.1, atualmente o CGS possui seis permutadores de calor, cujo único consumo de utilidade é 1.4 GJ/h de CW, ou seja, para o CGS atual, este é o valor máximo de calor que seria possível recuperar. Contudo, com a condicionante de $\Delta T \geq 10^{\circ}\text{C}$, apenas se consegue recuperar 1.2 GJ/h. O novo permutador (E0103A) pode ser inserido em paralelo ou em série com o E0103. Porém, escolheu-se colocá-lo em paralelo, como apresentado na Figura 5.8, uma vez que a sua força motriz é relativamente baixa (5°C) e este *design* facilita a operação, comparando com o *design* em série. Calculou-se que, para transferir o calor necessário, 30.7% do caudal deverá ser alimentado ao E0103A, ou seja, é possível poupar 30.7% de vapor no E0103.

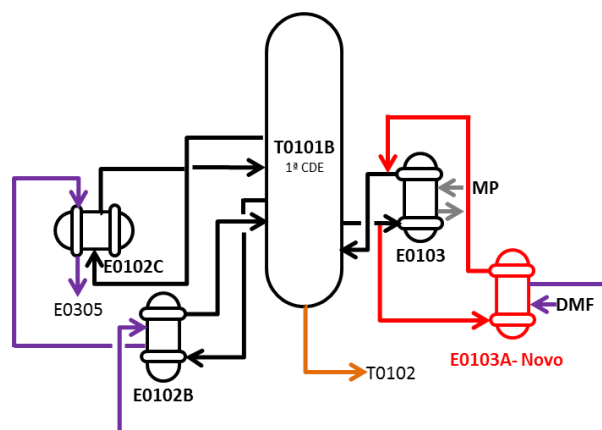


Figura 5.8 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD5.

Para calcular os novos níveis térmicos do CGS considerou-se que, à exceção do permutador E0108, todos os restantes permutadores continuam a transferir o mesmo calor, uma vez que não se pretende alterar os níveis térmicos das correntes de processo. No entanto, para verificar esta condição, a fração do caudal de DMF que é alimentado ao E0302 e ao E0110 será diferente, assumindo os valores relativos de 0.456 e 0.544 respetivamente, em vez de 0.380 e 0.620, como se verifica atualmente. Com a preocupação de haver uma limitação associada ao caudal permitido no E0302, consultou-se a folha de especificação deste, onde se verificou que, apesar do aumento de caudal no E0302, o caudal para o qual o permutador foi desenhado é superior a este, pelo que não haverá limitação neste parâmetro. Na Tabela 5.17 apresentam-se as condições operacionais para o novo permutador E0103A.

Tabela 5.17 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto BT5.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0103A	DMF para E0102B	162.3	157.4	1.2
	Fundo 1ª Extrativa para E0103	112.0	117.0	

Na Figura 5.9 encontra-se o CGS proposto no Projeto BT5, com o novo permutador a vermelho e os novos níveis térmicos. De notar que a integração deste novo permutador levou a uma redução significativa da energia retirada no E0108, nomeadamente, 1.0 GJ/h.

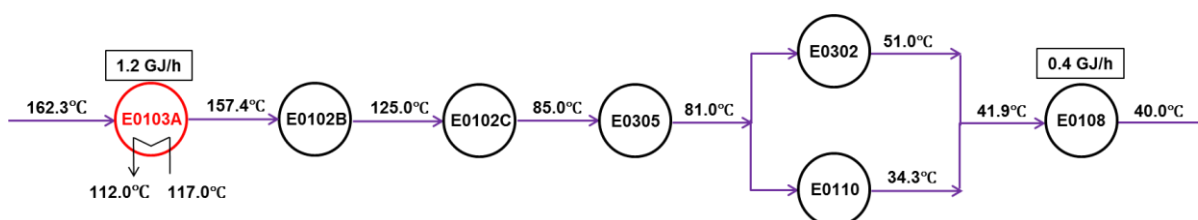


Figura 5.9 - Integração do CGS para o Projeto BT5 incluindo o novo permutador (E0103A) e as temperaturas ao longo do circuito.

Para as condições de operação propostas, o E0103A necessita de 110 m², cujo preço é de 32.8 k€, uma vez que foi escolhido um permutador do tipo ebulidor em aço carbono.

Para a situação atual, em que o aquecimento do E0103 é realizado com recurso a MP, o investimento, a poupança e o PRI são apresentados na Tabela 5.18.

Tabela 5.18 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BTD5.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	t/ano		
MP	146.1	4871.3	47.5	0.40
CW	2.0	49.2		

Se novamente for admitido que no momento de implementação do novo permutador o Projeto BTD1 já tinha sido aprovado e implementado, isto é, o E0103 já funcionava com LP, é também possível estudar a poupança e o PRI associados à união destes projetos (Tabela 5.19).

Tabela 5.19 - Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BTD1 e BTD5.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	t/ano		
LP	102.3	4649.1	47.5	0.57
CW	2.0	49.2		

Projeto BTD6 – Combinação do Projeto BTD2 com o Projeto BTD5

De modo a otimizar o CGS conjugou-se o projeto de pré-aquecimento da fração C4 recorrendo a condensados com o projeto de implementação de um novo ebulidor no início do CGS. Este projeto só é viável uma vez que o pré-aquecimento da fração C4 disponibilizou mais 1.3 GJ/h para serem utilizados no CGS, perfazendo no total 2.7 GJ/h de máximo de calor possível a recuperar.

No entanto, dada a imposição de $\Delta T \geq 10^\circ\text{C}$, apenas é possível recuperar 1.8 GJ/h, o que corresponde a uma poupança de 46.1% de vapor no E0103. As condições operacionais propostas para o E0103B encontram-se na Tabela 5.20.

Tabela 5.20 - Nível térmico e calor transferido no novo permutador de calor do Projeto BTD6.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0103B	DMF	162.3	154.9	1.8
	Fundo 1 ^a Extrativa para E0103	112.0	117.0	

Na Figura 5.10 encontra-se representado o novo CGS correspondente a este projeto, com os respetivos níveis térmicos e o novo permutador E0103B a vermelho. Note-se que apesar de ter sido aproveitado mais calor no novo ebulidor do que no projeto anterior (0.6 GJ/h), o menor consumo de energia no E0110 faz com que o calor necessário para arrefecer a corrente de DMF no E0108 diminua para 1.0 GJ/h, permanecendo inferior ao atual.

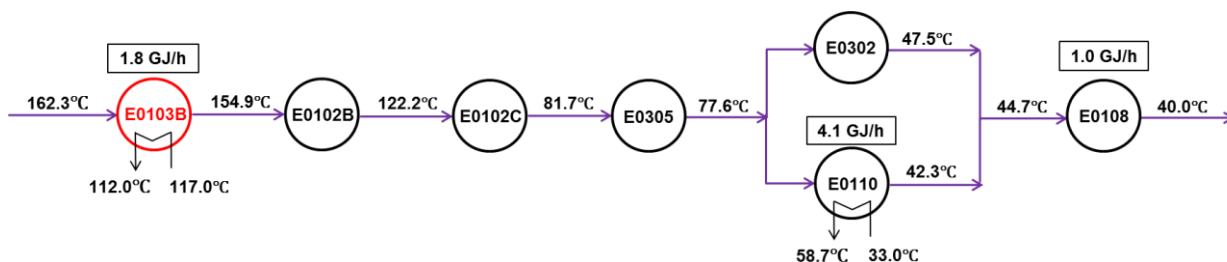


Figura 5.10 - Integração do CGS para o Projeto BT6 incluindo o novo permutador (E0103B) e as temperaturas ao longo do circuito.

Para as novas condições, o E0103B necessita de 170 m², que, optando por um permutador do tipo ebulidor em aço carbono, apresenta um custo de 43.4 k€. A poupança, o investimento e o PRI para a situação atual são apresentados na Tabela 5.21.

Tabela 5.21 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BT6.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
MP	219.2	7.3	163.7	0.74
CW	0.9	3648.0		

Tal como no projeto anterior, se for admitido que no momento de implementação do novo permutador o Projeto BT1 já se encontra implementado, isto é, o E0103 já funciona com LP, é também possível estudar a poupança e o PRI associados à união do Projeto BT1 com o Projeto BT6 (Tabela 5.22).

Tabela 5.22 - Investimento, poupança e PRI da união dos Projetos BT1 e BT6.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
LP	153.4	7.0	163.7	1.06
CW	0.9	3648.0		

Na Tabela 5.23 encontra-se um resumo da poupança, do investimento e do PRI para os vários projetos estudados para a Fábrica de Butadieno.

Tabela 5.23 - Tabela resumo da poupança de custos energéticos, do investimento e do PRI para os vários projetos em estudo.

Projeto		Poupança (k€/ano)	Novo PC	Investimento (k€)	PRI (ano)
BTD1		814.5	E0106A	46.0	0.11
BTD2		-	E0110A	84.9	-
BTD3		3.1	E0110B	128.3	-
BTD4	com MP	147.4	E0203A	100.4	0.68
	com LP	103.8			0.97
BTD5	com MP	148.1	E0103A	47.5	0.40
	com LP	104.3			0.57
BTD6	com MP	219.7	E0103B + E0110A	163.7	0.74
	com LP	154.3			1.06

Apresentado o estudo económico dos vários projetos é possível concluir que todos eles são viáveis, uma vez que o seu PRI é inferior a 2/3 anos, que é o limite de PRI para o qual se considera que um projeto deixa de ser rentável nesta indústria.

Com a análise do Projeto BTD1 conclui-se que é possível obter uma poupança significativa em termos de custos energéticos e um PRI relativamente baixo, pelo que este cenário foi considerado juntamente com todos os projetos que englobam permutadores com consumo de MP. O projeto com maior poupança é o BTD6 com MP. Contudo, o aumento do PRI para o consumo de LP não é significativo, em comparação com a poupança de energia que é possível obter, pelo que se considerou o Projeto BTD6 com LP para ser incluído na Proposta Final. Além disso, considerou-se também o projeto BTD4, com a substituição de MP por LP, pois, sendo independente dos restantes projetos, apresenta uma poupança significativa e um PRI baixo.

5.2. Fábrica de ETBE

De modo a iniciar a integração desta unidade, retirou-se da simulação o nível térmico e a variação de entalpia de cada corrente (Tabela 5.24), bem como o consumo de utilidades (Tabela 5.25). No Anexo F, Tabela F.1, encontra-se o resumo das condições de operação dos permutadores de calor utilizados na simulação e na integração energética.

Tabela 5.24 - Nível térmico, MCp e calor das correntes da Fábrica de ETBE.

Corrente	T _i (°C)	T _f (°C)	MCp (MJ/kg.°C)	Q (10 ² MJ/h)	UQ / UF
Alimentação R0902	50.3	39.0	166.7	1.9	CW
Topo T0902	67.1	67.0	123.4 × 10 ³	17.1	Aero
Alimentação T0903	67.0	24.0	71.1	3.1	CW
Água Lavagem T0903 para E0907	123.5	83.2	63.0	2.5	-
Água Lavagem T0903	83.2	34.0	63.2	3.1	CW
Topo T0904	109.7	101.0	55.0	0.5	Aero
ETBE para E0903	160.0	66.7	110.4	10.3	-
ETBE Produto Final	66.7	25.0	96.1	4.0	CW
Alimentação R0901	22.0	43.0	193.2	4.1	LP
Alimentação T0902	39.0	97.0	177.7	10.3	-
Fundo T0902	146.8	160.0	1658.6	21.8	MP
Fundo T0903	24.6	65.0	63.0	2.5	-
Fundo T0904	123.4	123.5	217.8 × 10 ³	4.1	LP

Tabela 5.25 - Consumo de utilidades na Fábrica de ETBE.

	Q (GJ/h)	M (t/h)
MP	2.2	1.1
LP	0.8	0.4
AC	1.0	15.1
Aero	1.8	161.9
CW	1.2	57.6
Permuta entre Correntes de Processo	1.3	-

De novo se verifica que a maior quantidade de energia transferida nesta fábrica está associada ao consumo de MP, seguida do consumo de utilidades frias. Consta-se também que atualmente a permuta de calor entre correntes de processo representa 18.6% do total das necessidades de UQ e UF, isto é, de momento a integração de correntes ainda não é significativa, comparando com a Fábrica de Butadieno.

No *Aspen Energy Analyzer* foi possível obter a RPC atual (Figura 5.11), para $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$. Tal como na Unidade de Butadieno, optou-se por este ΔT_{min} , uma vez ser este o valor típico para a indústria química e petroquímica, apesar de o ΔT_{min} atual da unidade ser de 6°C . Atualmente encontram-se implementados doze permutadores de calor, dos quais dois efetuam trocas de calor entre correntes de processo. Os restantes permutam calor com utilidades, nomeadamente sete com UF e três com UQ.

Analisando a RPC verifica-se que existe um PE de processo a $T'=128.4^{\circ}\text{C}$ e outros três PE de utilidades a $T'=22.5^{\circ}\text{C}$, 45.3°C e 160.0°C . No total, resulta em 3.5 GJ/h transferidos através dos PE. Da RPC conclui-se que as principais dificuldades atuais em termos de aproveitamento energético são: a alimentação do R0901 aquecida com LP, os condensadores das colunas T0902 e T0904 que utilizam aeroarrefecedores como UF e a água de arrefecimento da camisa do R0901, bem como todos os permutadores cuja utilidade seja CW, exceto o E0902.

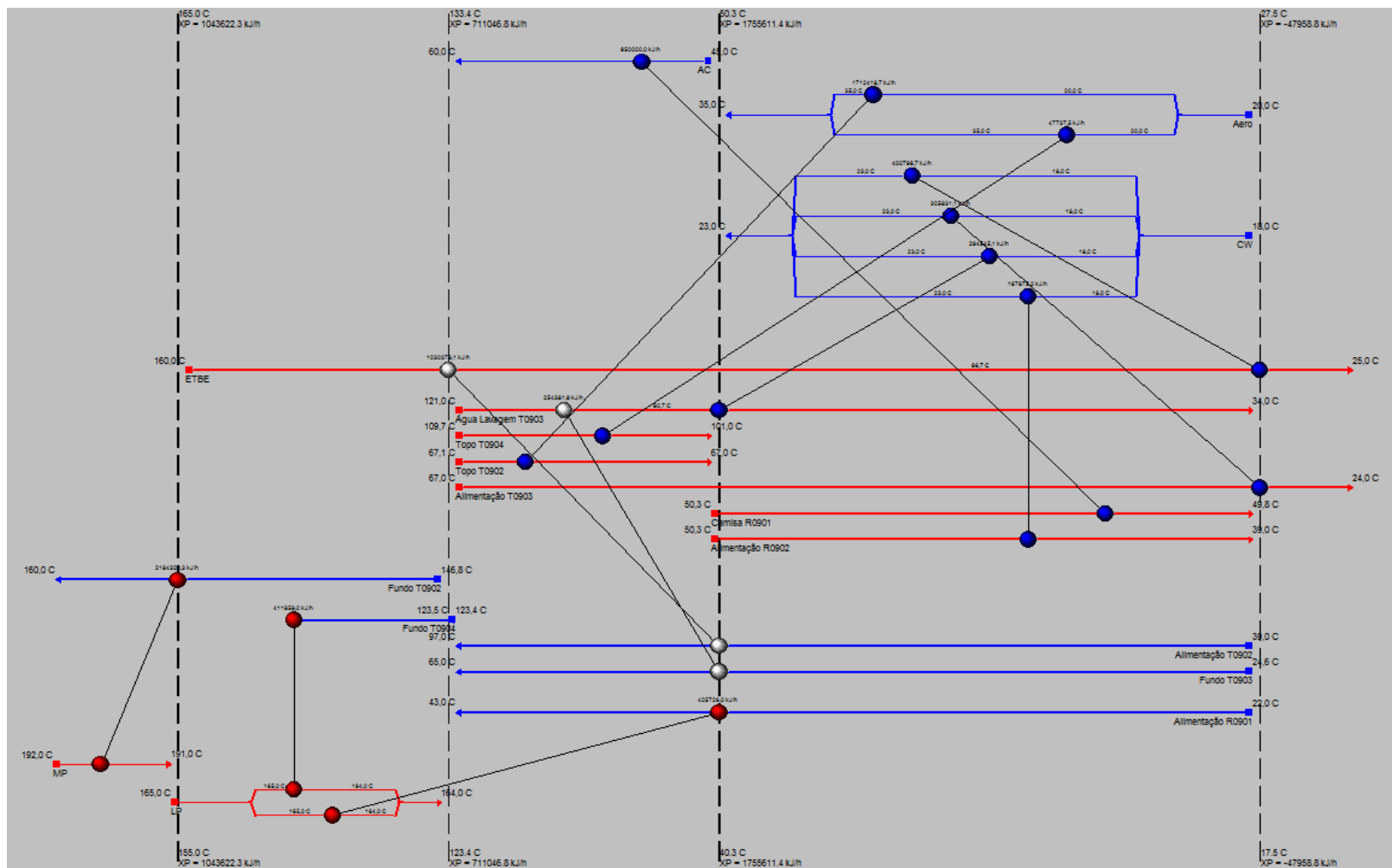


Figura 5.11 - RPC atual da Fábrica de ETBE.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

Para determinar o mínimo de UF e UQ necessários obteve-se as CC e CCG através do Aspen Energy Analyzer, Figura 5.12 e Figura 5.13, respectivamente.

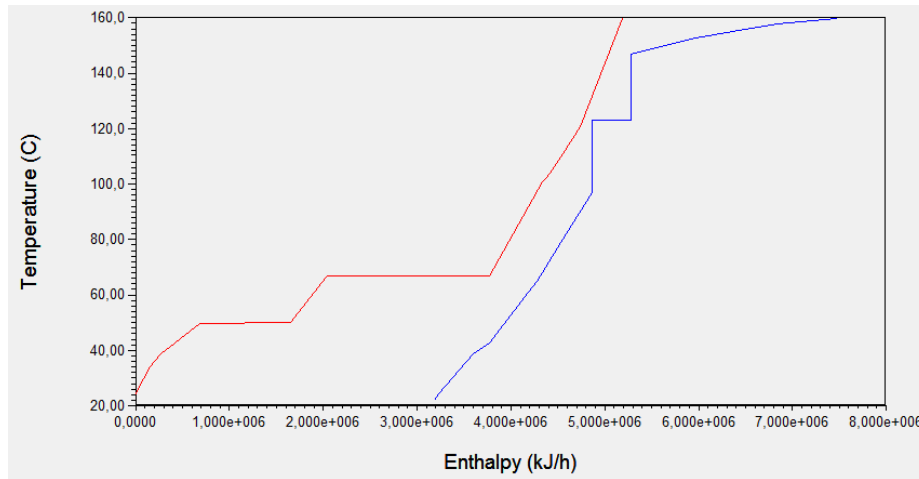


Figura 5.12 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da unidade de ETBE.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

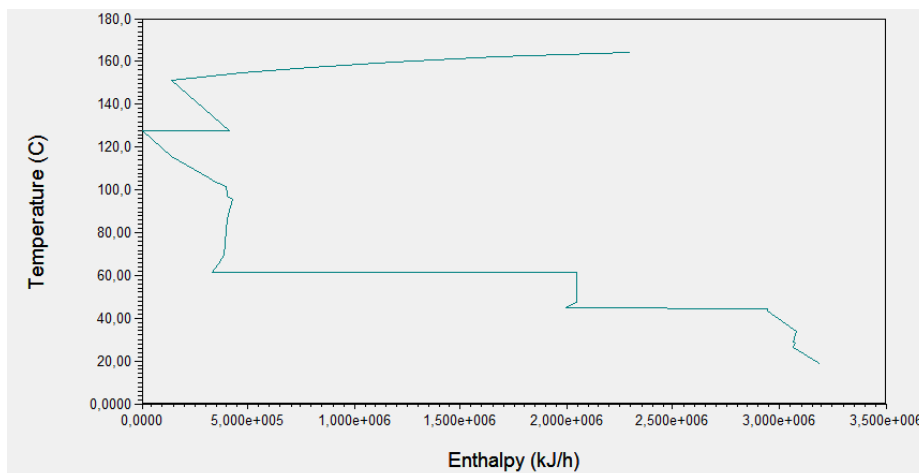


Figura 5.13 - CCG da unidade de ETBE.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

Com base nas CC e CCG é possível constatar que a necessidade de arrefecimento é superior à de aquecimento e que atualmente o consumo de utilidades quente e fria é superior à necessidade mínima, tal como é apresentado na Tabela 5.26. Na tabela constata-se também que o potencial de redução de UQ é significativamente superior ao de UF.

Tabela 5.26 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF e respetivo potencial de redução.

	Q_{atual} (GJ/h)	Q_{min} (GJ/h)	Redução (%)
UQ	3.0	2.3	42.0
UF	3.9	3.2	7.5

Com o intuito de reduzir o consumo de ambas as utilidades analisou-se a RPC para diversos projetos de integração energética. De seguida apresentam-se apenas os mais significativos, dado o seu impacto económico no funcionamento da unidade. Os critérios económicos utilizados na integração desta fábrica são os mesmos utilizados na integração da Fábrica de Butadieno, como apresentado na Secção 5.1 na Tabela 5.4 (pág. 40).

Projeto ETBE1 – Substituição do LP consumido no E0901 pela Água de Circulação

Tal como evidenciado na RPC, a utilização de LP a um nível térmico muito superior à da corrente de alimentação ao R0901 representa uma hipótese de integração energética. Atualmente a água de arrefecimento da camisa do R0901 é arrefecida no aeroarrefecedor E0910. Contudo, uma vez que esta se encontra em circuito fechado com necessidade de ser arrefecida e a um nível térmico inferior ao do LP, é apresentada como uma possível **UQ** a utilizar no E0901. As condições de operação atuais das duas correntes propostas para integração são apresentadas na Tabela 5.27.

Tabela 5.27 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0901 e E0910.

	Correntes	T_i (°C)	T_f (°C)	Q (GJ/h)
E0901	LP	-	-	0.4
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0910	AC Q	55.0	45.0	1.7
	Aero	-	-	

Para o arranque da fábrica é necessário utilizar LP, uma vez que a água em circulação ainda não apresenta o nível térmico pretendido. Assim, o E0901 deve ser mantido, implementando-se um novo permutador de calor (E0901A). De modo a fornecer toda a energia necessária à corrente de alimentação ao R0901 (0.4 GJ/h) serão necessários 9.7 t/h de água de circulação, do total de 40.9 t/h disponíveis, ou seja, este novo permutador funcionará em paralelo com o E0910. As novas condições operacionais são apresentadas na Tabela 5.28.

Tabela 5.28 - Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto ETBE1.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0901A	AC Q	55.0	45.0	0.4
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0910	AC Q	55.0	45.0	1.3
	Aero	-	-	

Na Figura 5.14, encontram-se representados os dois permutadores com funcionamento em paralelo, sendo que o E0901 está a azul, pois deixará de ser incluído no percurso em condições normais de funcionamento, e o novo permutador E0901A a vermelho.

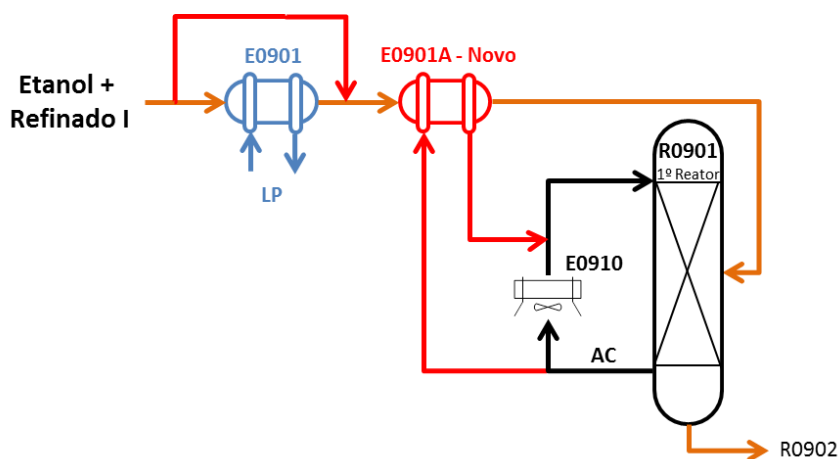


Figura 5.14 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto ETBE1.

Para realizar a transferência de calor proposta no E0901A serão necessários 6 m² de área de transferência de calor, o que corresponde a um permutador de 9.8 k€, uma vez que se optou por um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono. O investimento necessário, a poupança de LP e o PRI são apresentados na Tabela 5.29.

Tabela 5.29 - Investimento, poupança e PRI do Projeto ETBE1.

Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
k€/ano	t/ano		
25.8	1 472	17.7	0.69

Projeto ETBE2 – Alimentação R0901 aquecida com Topo T0902

No verão, dado a elevada temperatura do ar, a coluna T0902 apresenta limitações na pressão, propiciando condições adversas, como a ocorrência de *fouling*, razão pela qual o topo da coluna T0902 necessita de integração. Uma vez que a corrente de alimentação ao R0901 também necessita de ser integrada, considerou-se utilizar esta corrente como fluido frio. Na Tabela 5.30 são apresentadas as condições atuais dos permutadores associados a estas correntes.

Tabela 5.30 – Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0901 e E0911.

	Correntes	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (GJ/h)
E0901	LP	-	-	0.4
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0911	Topo T0902	67.1	67.0	1.7
	Aero	-	-	

Verifica-se que o calor necessário para condensar a corrente de topo da T0902 é superior ao calor necessário para aquecer a alimentação ao R0901, isto é, não é possível eliminar totalmente o consumo de utilidade no E0911, pelo que o E0901 só poderá ser implementado em série ou em paralelo com o condensador E0911. Foram estudadas as duas hipóteses, tendo-se optado por colocar o E0901B em paralelo com o E0911, uma vez que facilita a operação (por exemplo, numa situação de arranque). Assim, apresenta-se na Figura 5.15 um esquema com as alterações propostas, com o novo permutador E0901B a vermelho e o E0901 a azul, uma vez que apenas será utilizado em condições de arranque.

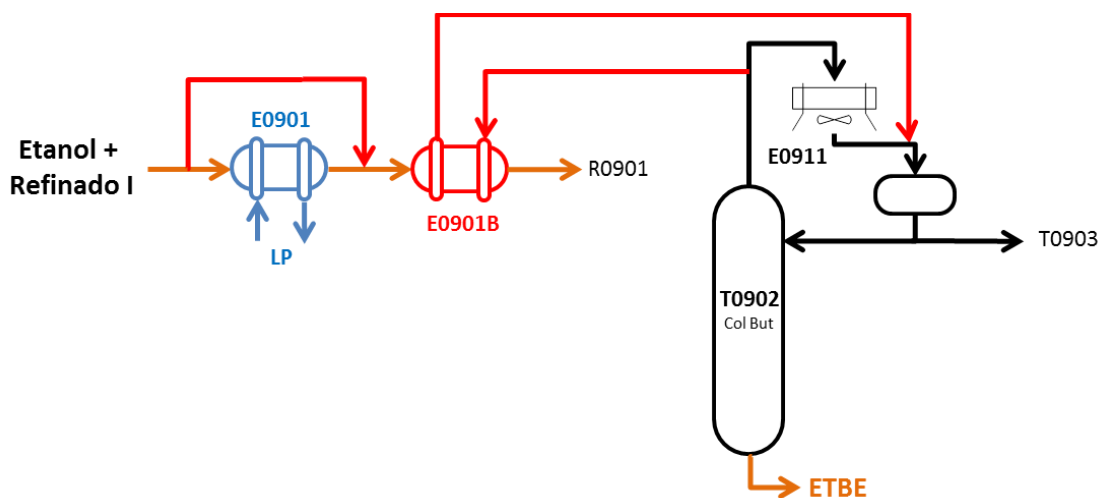


Figura 5.15 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto ETBE2.

De modo a satisfazer os 0.4 GJ/h da alimentação ao R0901, calculou-se que seria necessário 33.2% do caudal total da corrente de topo da T0902. Constatou-se também que, uma vez que o E0901 possui 4 m² de área de transferência de calor e são necessários 34 m² para realizar a integração proposta, este permutador não possui área suficiente. Assim, é necessário um novo permutador, que optando por um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono, tem um custo de 17.8 k€. As condições de funcionamento deste projeto são apresentadas na Tabela 5.31, bem como, na Tabela 5.32, o investimento necessário, a poupança de LP e o PRI.

Tabela 5.31 – Nível térmico e calor transferido nos permutadores de calor do Projeto ETBE2.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0901B	Topo T0902	67.1	67.0	0.4
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0911	Topo T0902	67.1	67.0	1.3
	Aero	-	-	

Tabela 5.32 - Investimento, poupança e PRI do Projeto ETBE2.

Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
k€/ano	t/ano		
34.6	1 478	32.3	0.94

De salientar que a poupança é apenas referente ao LP, uma vez que no E0911 o consumo energético principal é o do ventilador que, por ser partilhado com o E0912, tem de permanecer em funcionamento.

Projeto ETBE3 – Substituição MP por LP no E0904

Uma vez que nesta fábrica o MP apresenta um custo operatório anual de 266.0 k€, foi estudada a hipótese de substituição desta utilidade por LP. Porém, observando a Tabela 5.33 e sabendo que o LP se encontra a 165.0°C conclui-se que não existe nível térmico suficiente, visto que a corrente Fundo T0902 é aquecida até 160.0°C e, em certas condições operatórias, chega a atingir 170.0°C. Conclui-se assim que este cenário não é válido.

Tabela 5.33 - Condições e custos atuais do permutador que utiliza MP na Fábrica de ETBE.

Permutador	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)	M _{MP} (t/h)	C _{op} (k€/ano)
E0904	146.8	160.0	2.2	1.1	266.0

Na Tabela 5.34 apresentam-se os valores da poupança, do investimento e do PRI para os vários projetos estudados para a Fábrica de ETBE.

Tabela 5.34 - Tabela resumo da poupança, investimento e PRI para os vários projetos em estudo.

Projeto	Poupança (k€/ano)	Novo PC	Investimento (k€)	PRI (ano)
ETBE1	25.8	E0901A	17.7	0.69
ETBE2	34.6	E0901B	32.3	0.94

É possível concluir que todos os projetos apresentados são economicamente viáveis, uma vez que o seu PRI é inferior a 2/3 anos, como explicado anteriormente na Secção 5.1 (pág. 52). O Projeto ETBE1 apresenta menor PRI pelo que é mais favorável do ponto de vista económico. No entanto, operacionalmente seria mais favorável o Projeto ETBE2, de modo a permitir uma melhor operação da coluna T0902 quando se verificam as limitações de temperatura e, consequentemente, de pressão.

5.3. Fábrica de Butadieno e Fábrica de ETBE

O estudo da integração individual das duas fábricas é essencial e apresenta várias possibilidades de reaproveitamento energético, principalmente na Fábrica de Butadieno. No entanto, o estudo de uma possível integração entre as duas fábricas é também um dos objetivos desta dissertação.

Como exposto na Secção 2.2, duas unidades do mesmo complexo podem ser integradas direta ou indiretamente. Uma integração direta considera a possibilidade de trocar energia entre correntes de processo das duas unidades. No caso de uma integração indireta, as utilidades produzidas numa das unidades devem ser consideradas para utilização na outra.

De modo a concluir sobre a eficácia da aplicação da metodologia ICTS para as duas fábricas em estudo, comparou-se a possibilidade de poupança individualmente e em perspetiva *total site*. O potencial de poupança da Fábrica de Butadieno é de 14.5 GJ/h e da Fábrica de ETBE é de 1.4 GJ/h, enquanto para o *site* é possível economizar 25.7 GJ/h. Logo, prevê-se que a aplicação

desta metodologia não seja eficiente para a integração destas duas fábricas, como apresentado na Secção 2.2. Deste modo, optou-se por não aplicar a metodologia ICTS e apenas realizar uma integração energética ao conjunto das duas fábricas, como realizada para estas individualmente.

Assim, após se combinar as duas simulações individuais foi possível realizar uma análise da RPC global (Figura 5.16), constituída por trinta e cinco permutadores, dos quais oito efetuam permuta entre correntes de processo. O estudo dos PE foi realizado para um $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$, como anteriormente.

Na RPC é possível constatar a existência de um PE de processo a $T'=41.5^{\circ}\text{C}$, que coincide com o PE para a Fábrica de Butadieno. Verifica-se também a existência de três PE de utilidades para T' de 30.6°C , 87.8°C e 160.0°C , sendo que os últimos dois coincidem com PE de utilidades das Fábricas de Butadieno e de ETBE, respetivamente. No total, o calor transferido através dos PE perfaz 39.4 GJ/h .

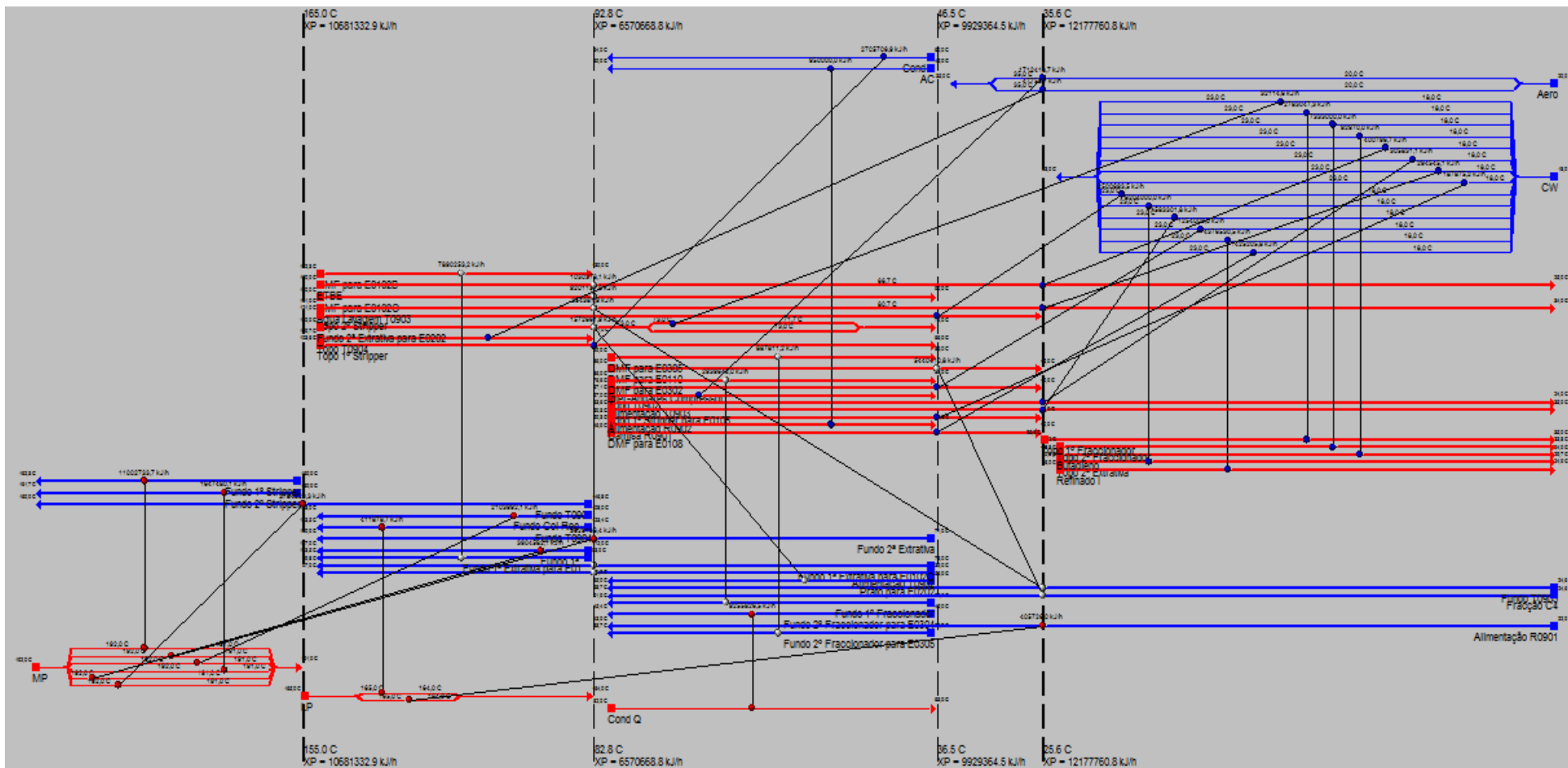


Figura 5.16 - RPC atual da união das duas fábricas.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

De modo a estudar a quantidade mínima necessária de utilidades no conjunto das duas fábricas, foram representadas as CC (Figura 5.17) e CCG (Figura 5.18) para a simulação conjunta, através do *Aspen Energy Analyzer*.

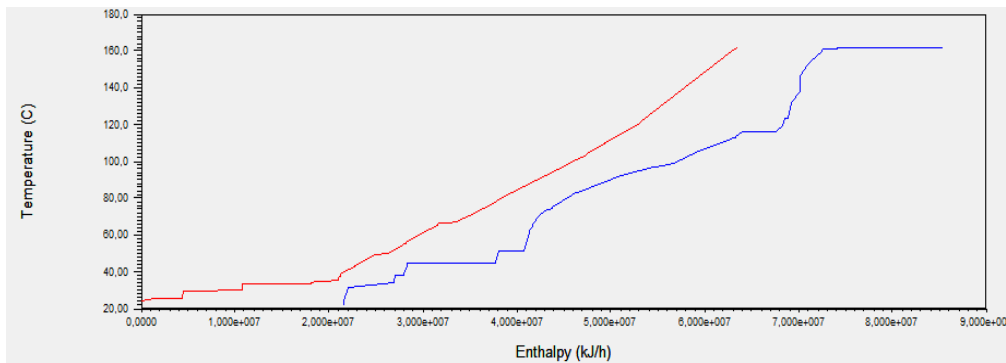


Figura 5.17 - CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) da união das duas fábricas.

(Fonte: *Aspen Energy Analyzer*)

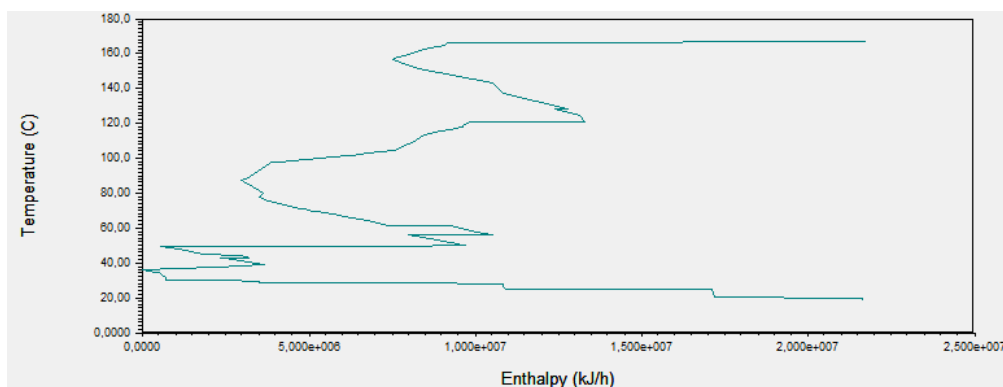


Figura 5.18 - CCG da união das duas fábricas.

(Fonte: *Aspen Energy Analyzer*)

Da análise realizada no *Aspen Energy Analyzer* obteve-se o consumo mínimo da integração das duas unidades ($Q_{\min,int}$). De modo a averiguar se a ICTS acarreta vantagens sobre a integração das duas unidades individualmente calculou-se também a soma dos consumos mínimos para cada uma das fábricas ($Q_{\min,soma}$). Estes dois resultados são apresentados na Tabela 5.35, bem como a percentagem de redução possível de alcançar para cada um dos casos.

Tabela 5.35 - Consumo atual e mínimo de UQ e UF para a integração das duas fábricas e para a soma das duas unidades independentemente.

	Q_{atual} (GJ/h)	Q_{min,int} (GJ/h)	Redução (%)	Q_{min,soma} (GJ/h)	Redução (%)
UQ	35.5	22.0	38.0	26.6	25.1
UF	34.2	22.0	35.7	26.2	23.3

Tal como verificado para as duas fábricas individualmente, o total de energia fornecido por utilidades é superior ao mínimo necessário, constatando-se também que no global das duas fábricas a necessidade de aquecimento é superior à de arrefecimento.

Comparando o $C_{min,int}$ com o $C_{min,soma}$ conclui-se que a vantagem de integração das duas fábricas face à integração de cada uma delas individualmente representa um acréscimo de 4.6 GJ/h possíveis de recuperar, o que não é significativo perante a perda de flexibilidade inerente à integração das duas fábricas em conjunto.

Contudo, foram estudados vários cenários para integração das duas fábricas. É evidente através da análise da RPC que os níveis térmicos e o calor das correntes das duas fábricas não viabilizam a existência de várias hipóteses de integração, nem conduzem a uma integração com elevada poupança. Isto é, existem poucas correntes em cada uma das fábricas que satisfaçam termicamente correntes da outra fábrica, bem como a energia que a Fábrica de Butadieno necessita é uma ordem de grandeza superior à que a Fábrica de ETBE disponibiliza.

Projeto BTD+ETBE1 – Pré-Aquecimento da Fração C4 com Topo Coluna Butenos e Integração do E0103 no CGS

Como se concluiu anteriormente, a corrente de topo da coluna de butenos (T0902) necessita de integração, na medida em que esta coluna apresenta limitações de pressão no verão. Assim, tendo sido analisados os níveis térmicos desta corrente verificou-se que também poderia ser utilizada para pré-aquecer a fração C4, como se verifica na Tabela 5.36.

Tabela 5.36 - Nível térmico e calor transferido atualmente nos permutadores E0110 e E0911.

	Correntes	T_i (°C)	T_f (°C)	Q (GJ/h)
E0110	DMF para E0110	86.0	45.0	5.4
	Fração C4	24.6	58.7	
E0911	Topo T0902	67.1	67.0	1.7
	Aero	-	-	

Uma vez que a corrente do topo da coluna T0902 apresenta calor suficiente, é possível satisfazê-la completamente com a corrente de fração C4, restando 3.7 GJ/h para a corrente de DMF ceder. Uma vez que o E0911 é um aeroarrefecedor não é possível utilizá-lo para permutar calor com a corrente da fração C4, pelo que é necessário um novo permutador de calor, E0110C (Tabela 5.37).

Tabela 5.37 - Nível térmico e calor transferido no novo permutador de calor do Projeto BTD+ETBE1.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
Novo - E0110C	Topo T0902	67.1	67.0	1.7
	Fração C4	24.6	35.3	

Na Figura 5.19 representa-se o cenário proposto, evidenciando o novo permutador a vermelho e o E0911 a azul, uma vez que este deixaria de ser utilizado para condições normais de operação.

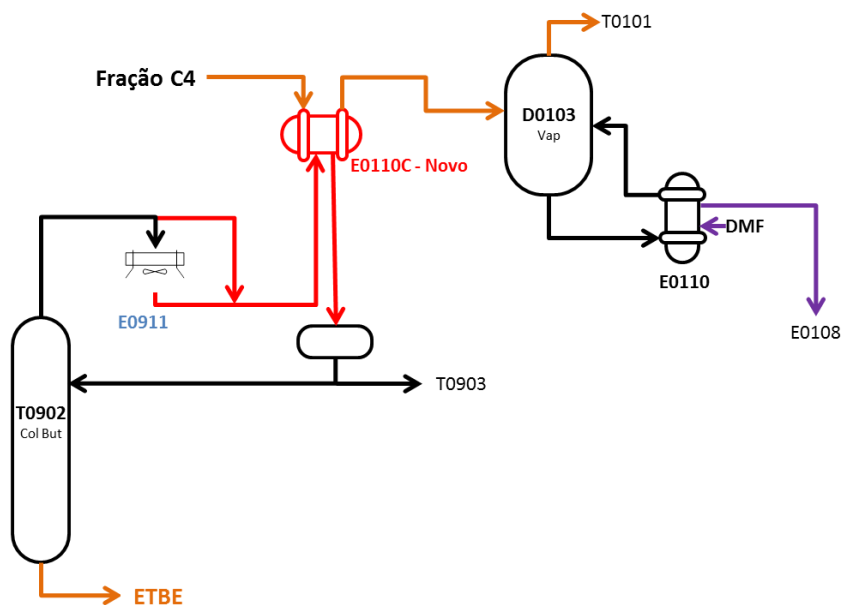


Figura 5.19 - Esquema representativo das alterações propostas no Projeto BTD+ETBE1.

De modo a cumprir as condições operatórias acima apresentadas é necessário um permutador com uma área de transferência de calor de 137 m², cujo custo é de 51.4 k€, admitindo um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono. Assim, contabiliza-se um investimento de 93.5 k€.

Tal como na Secção 5.1 no Projeto BT2, este projeto por si só não apresenta poupança e, consequentemente, PRI, uma vez que, neste caso, estes parâmetros estão apenas associados ao CGS. Facto este que se deve ao preço do ar não ser contabilizado e apenas se poder quantificar o custo operatório da energia elétrica associada ao funcionamento do ventilador, como referido anteriormente na Secção 4. Contudo este não pode ser desligado uma vez que o E0912, que continua a funcionar, partilha o ventilador com o E0911. Não eliminando totalmente este consumo, existe a possibilidade de utilizar variadores eletrónicos de velocidade para reduzir o consumo de eletricidade quando se reduzisse o caudal de ar.

No entanto, estudou-se a influência deste novo permutador no CGS, assumindo que o novo permutador E0103B também estaria em estudo para ser integrado no circuito de DMF. Assim, na Figura 5.20 apresenta-se o CGS e as temperaturas ao longo deste para o projeto em estudo.

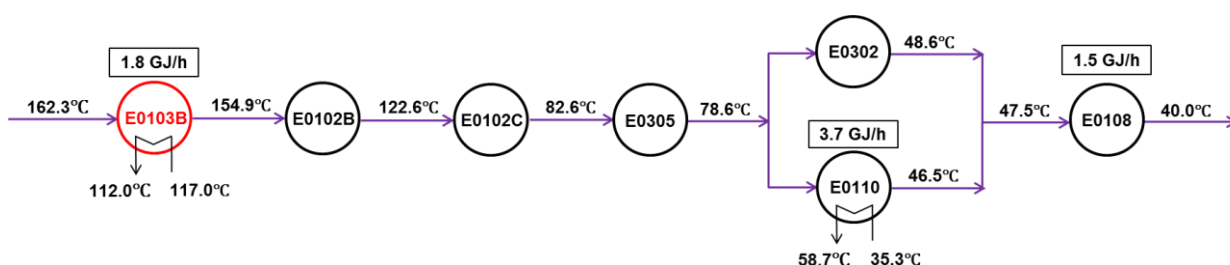


Figura 5.20 - Integração do CGS para o Projeto BT2+ETBE1 com o E0103B incorporado e as temperaturas ao longo do circuito.

Deste modo, foi possível calcular a poupança, o investimento e o PRI para este projeto, tal como apresentado na Tabela 5.38. De reparar que o calor transferido no E0108 é superior ao transferido no cenário atual, motivo pelo qual a poupança da CW é negativa, isto é, consome-se mais CW.

Tabela 5.38 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BT2+ETBE1.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
MP	219.2	7.3	172.3	0.79
CW	-0.2	-927.2		

Tal como no Projeto BT6 foi também estudada a poupança e o PRI para o cenário em que o E0103 já funcionaria a LP em vez de MP, como apresentado na Tabela 5.39.

Tabela 5.39 - Investimento, poupança e PRI da junção do Projeto BT D1 com o Projeto BT D+ETBE1.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
LP	153.4	7.0	172.3	1.12
CW	-0.2	-927.2		

Projeto BT D+ETBE2 – Integração do CGS na Fábrica de ETBE

Uma vez que na Fábrica de Butadieno a DMF representa uma corrente de processo cuja utilização a evidencia como uma utilidade, surgiu a possibilidade de esta ser também considerada como uma utilidade na Fábrica de ETBE.

Analisando os níveis térmicos do CGS atual, concluiu-se que apenas se poderia integrar dois dos permutadores da Fábrica de ETBE, nomeadamente, o E0901 e o E0907. Uma vez que o E0907 já efetua uma permuta entre correntes de processo e portanto já existe reaproveitamento de calor associado a este permutador, este não foi considerado para a integração com o CGS. Assim, apenas foi considerado o E0901, cujas condições atuais são apresentadas na Tabela 5.40.

Tabela 5.40 - Nível térmico e calor transferido atualmente no permutador E0901.

	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (GJ/h)
E0901	LP Alimentação R0901	- 22.0	- 43.0	0.4

Dado o seu nível térmico decidiu-se que a sua integração poderia ser posicionada a montante ou jusante do E0305, uma vez que a corrente de DMF se encontra a 90.0°C e a 86.0°C, respetivamente. Optou-se por estudar a sua colocação a montante do E0305, uma vez que a temperatura é mais alta e, por conseguinte, a força motriz é maior, sendo necessário uma área de transferência de calor menor.

Foi também estudada a hipótese de integrar o E0901 no CGS proposto no Projeto BT D6. Todavia, os últimos permutadores já apresentam um $\Delta T = 10^\circ\text{C}$, pelo que não possuem nível térmico para inserir um novo permutador no circuito. Assim, o CGS proposto neste projeto é o apresentado na Figura 5.21.

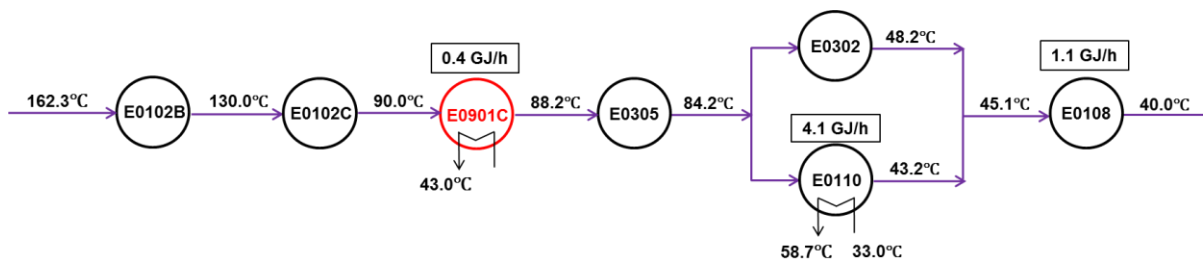


Figura 5.21 - Integração do CGS para o Projeto BTD+ETBE2 com o E0901C incorporado e as temperaturas ao longo do circuito.

Tendo sido verificado que o E0901 não possui área suficiente para efetuar a transferência de calor proposta, uma vez que necessitaria de 6 m² e apenas possui 4 m², foi estudado o investimento necessário que se prevê ser de 18.2 k€, uma vez que o custo de um permutador de corpo e tubos com cabeça flutuante em aço carbono apresenta um custo de 10.0 k€.

A poupança, o investimento e o PRI deste projeto são apresentados na Tabela 5.41.

Tabela 5.41 - Investimento, poupança e PRI do Projeto BTD+ETBE2.

	Poupança		Investimento (k€)	PRI (ano)
	k€/ano	kt/ano		
LP	49.4	1.6	18.2	0.36
CW	0.7	2920.4		

Na Tabela 5.42 encontra-se um resumo da poupança, do investimento e do PRI para os vários projetos estudados para o conjunto das duas fábricas.

Tabela 5.42 - Tabela resumo da poupança, investimento e PRI para os vários projetos em estudo.

Projeto		Poupança (k€/ano)	Investimento (k€)	PRI ano)
BTD+ETBE1	sem LP	219.0	172.3	0.50
	com LP	153.2	(E0103B + E0110C)	1.12
BTD+ETBE2		50.1	18.2 (E0901C)	0.36

Mais uma vez se verifica que todos os projetos estudados são economicamente viáveis uma vez que apresentam um PRI inferior a 2/3 anos. Apesar da viabilidade e do menor PRI, o Projeto BTD+ETBE2 apresenta menor relevo na poupança associada comparando com o BTD+ETBE1, pelo que entre os dois o BTD+ETBE1 seria preferível.

5.4. Proposta Final de Integração

A Proposta Final teve como elemento decisivo a viabilidade económica dos projetos, perante a possibilidade de optar pelo cenário operacionalmente mais favorável. De modo a decidir quais os projetos que figurariam nesta proposta, construiu-se uma tabela resumo dos vários projetos estudados (Tabela 5.43).

Tabela 5.43 – Tabela resumo dos vários projetos estudados para as duas fábricas individualmente e em conjunto.

Projeto	Descrição		Poupança (k€/ano)	Novo PC	Investimento (k€)	PRI (ano)
BTD1	Substituição de MP por LP nos Ebulidores		814.5	E0106A	46.0	0.11
BTD2	Pré-Aquecimento da Fração C4 com Condensados para Central		-	E0110A	84.9	-
BTD3	Pré-Aquecimento da Fração C4 com a Corrente Topo 1º <i>Stripper</i> para E0105		3.1	E0110B	128.3	-
BTD4	Fundo 2ª Extrativa aquecido com Topo do 2º <i>Stripper</i>	com MP	147.4	E0203A	100.4	0.68
		com LP	103.8			0.97
BTD5	Integração do E0103 no CGS	com MP	148.1	E103A	47.5	0.40
		com LP	104.3			0.57
BTD6	Combinação do Projeto BTD2 com o Projeto BTD5	com MP	219.7	E0110A + E0103B	163.7	0.74
		com LP	154.3			1.06
ETBE1	Substituição do LP consumido no E0901 pela Água de Circulação		25.8	E0901A	17.7	0.69
ETBE2	Alimentação R0901 aquecida com Topo T0902		34.6	E0901B	32.3	0.94
BTD+ETBE1	Pré-Aquecimento da Fração C4 com Topo Coluna Butenos e Integração do E0103 no CGS	com MP	219.0	E0110C + E0103B	172.3	0.79
		com LP	153.2			1.12
BTD+ETBE2	Integração do CGS na Fábrica de ETBE		50.1	E0901C	18.2	0.36

Como descrito na Secção 5.1, apesar de o PRI dos projetos que consideram a substituição de MP por LP ser superior ao dos que não a propõem, esta diferença não é significativa perante o menor custo operacional associado a esta utilidade. Assim, o Projeto BTD1 foi o primeiro selecionado para integrar a Proposta Final.

A decisão entre os projetos cuja finalidade era pré-aquecer a fração C4, isto é entre o BTD2 e o BTD3, baseou-se no investimento necessário, uma vez que não foi possível calcular o PRI associado a estes. Deste modo, optou-se pelo BTD2, visto o seu investimento ser menor.

Em relação à integração do CGS era possível escolher entre os Projetos BTD5 e BTD+ETBE2, tendo-se optado pelo Projeto BTD5, pois a poupança deste projeto era aproximadamente o triplo da do BTD+ETBE1 e, conseqüentemente, o seu PRI era economicamente mais favorável. No entanto, na Proposta Final configura apenas o Projeto BTD6, uma vez que incorpora os cenários BTD2 e BTD5. Este projeto foi escolhido em prol do Projeto BTD+ETBE1, visto que apresentava um PRI inferior, para uma poupança equiparável.

Na Proposta Final inseriu-se também o Projeto BTD4, uma vez que este é independente dos restantes projetos, apresentando uma elevada poupança e um baixo PRI.

No caso da Fábrica de ETBE optou-se pelo Projeto ETBE1 dado a sua maior viabilidade económica, como explicado na Secção 5.2 (pág. 61).

Resumindo, os projetos escolhidos para a Proposta Final são: BTD1, BTD4, BTD6 e ETBE1. O seu investimento, poupança e respetivo PRI encontram-se na Tabela 5.44, bem como o total da Proposta Final. É importante notar que a poupança e o PRI apresentados para o Projeto BTD1 não correspondem aos valores apresentados na Tabela 5.7 (pág. 42), uma vez que a poupança associada aos permutadores E0103 e E0203 foi recalculada de modo a que no valor total não exista uma repetição da poupança nestes permutadores, que já se encontra refletida nos projetos BTD6 e BTD4, respetivamente.

Tabela 5.44 – Investimento, poupança e PRI dos projetos da Proposta Final de Integração.

Projeto	Poupança (k€/ano)	Novo PC	Investimento (k€)	PRI (ano)
BTD1	705.2	E0106A	46.0	0.07
BTD4 com LP	103.8	E0203A	100.4	0.97
BTD6 com LP	154.3	E0103B + E0110A	163.7	1.06
ETBE1	25.8	E0901A	17.7	0.69
Total	989.1	-	327.8	0.33

Como é possível verificar na tabela acima, o PRI individual de cada projeto, bem como o PRI da proposta final, apresenta valores baixos. Contudo, é necessário ter em conta que este valor depende da estimativa da área calculada, bem como do preço dos permutadores de calor, que poderão apresentar valores superiores ao estimado no *Matches* (Matches, 2014) quando obtidos diretamente do fornecedor. Perante a possibilidade de erro na estimativa destes fatores realizou-se uma análise de sensibilidade, na qual se verificou que para o triplo do investimento total da proposta, o PRI passava de 0.33 para 0.99. Dado que o valor referido como base para que um projeto seja economicamente viável nesta indústria é de 2/3 anos, conclui-se que mesmo com o triplo do investimento esta proposta permanece economicamente viável.

No Anexo D (Figura D.9) encontra-se a simulação de permutadores para a Fábrica de Butadieno, com as respetivas alterações contidas na Proposta Final. No Anexo E (Tabela E.2) encontra-se um resumo dos permutadores analisados na Fábrica de Butadieno, evidenciando os permutadores para os quais se propõem alterações, bem como os novos permutadores. No Anexo F (Tabela F.2) apresenta-se o resumo dos permutadores estudados para a Fábrica de ETBE, evidenciando o novo permutador proposto na Proposta Final. De modo a ilustrar as propostas num contexto geral para cada uma das fábricas, representa-se no Anexo G um diagrama simplificado destas que inclui os projetos contidos na Proposta Final (Figuras G.1 e G.2).

Uma vez que a avaliação energética se centrou na RPC atual e na energia transferida através do PE, apresenta-se na Figura 5.22 a RPC para a Proposta Final. Nesta verifica-se a existência de um PE de processo a $T'=36.5^{\circ}\text{C}$ e três PE de utilidades a $T'=50.0^{\circ}\text{C}$, 87.6°C e 160.0°C , perfazendo 12.3 GJ/h transferidos através dos PE. Para esta proposta verifica-se uma redução de 4.5% do consumo total de utilidades, face ao cenário atual.

Dado o elevado número de correntes e de permutadores de calor torna-se difícil apurar as diferenças da nova rede em relação à atual, pelo que nas figuras abaixo se evidencia apenas a rede com as correntes que sofrem alteração. Na Figura 5.23 encontra-se a rede para o cenário atual e na Figura 5.24 a rede para a Proposta Final. Nesta última rede evidencia-se a amarelo os novos permutadores de calor e a laranja os permutadores onde se propõe substituição de utilidade.

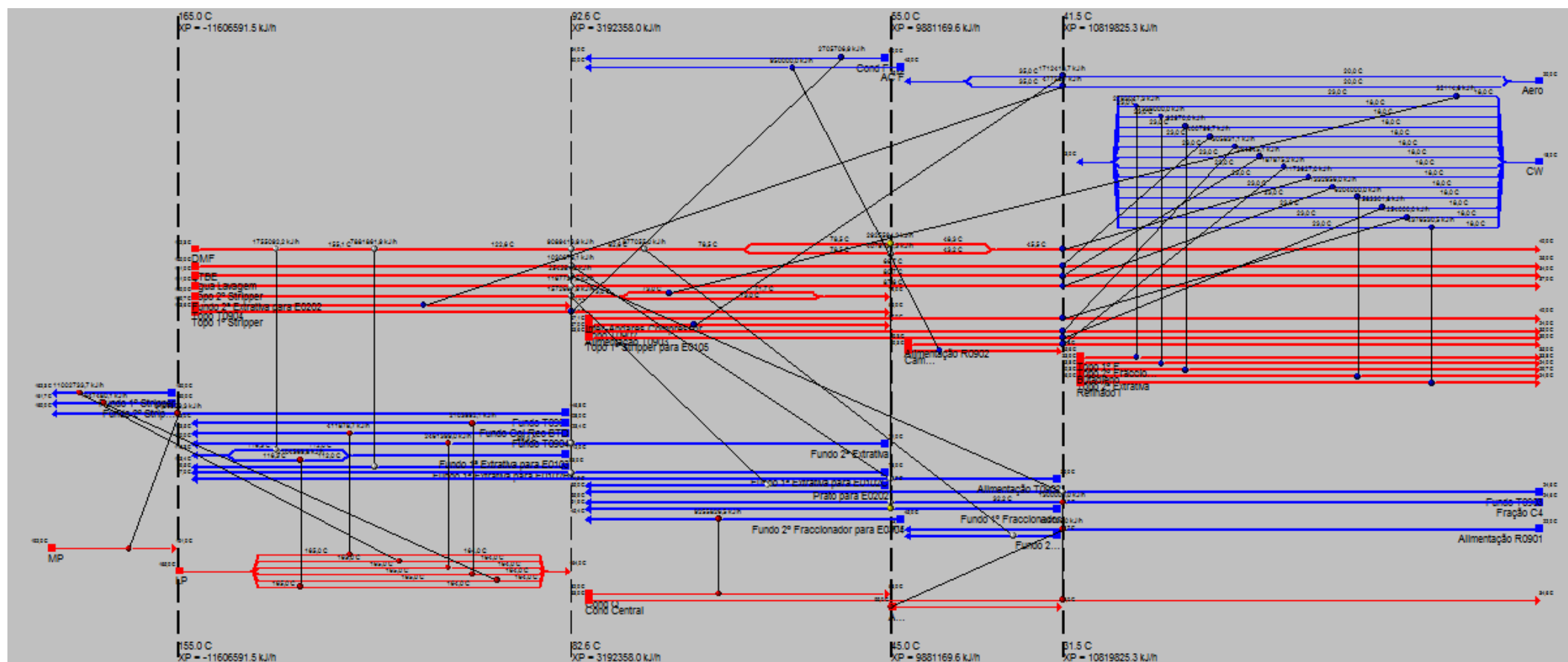


Figura 5.22 - RPC para a Proposta Final de Integração.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

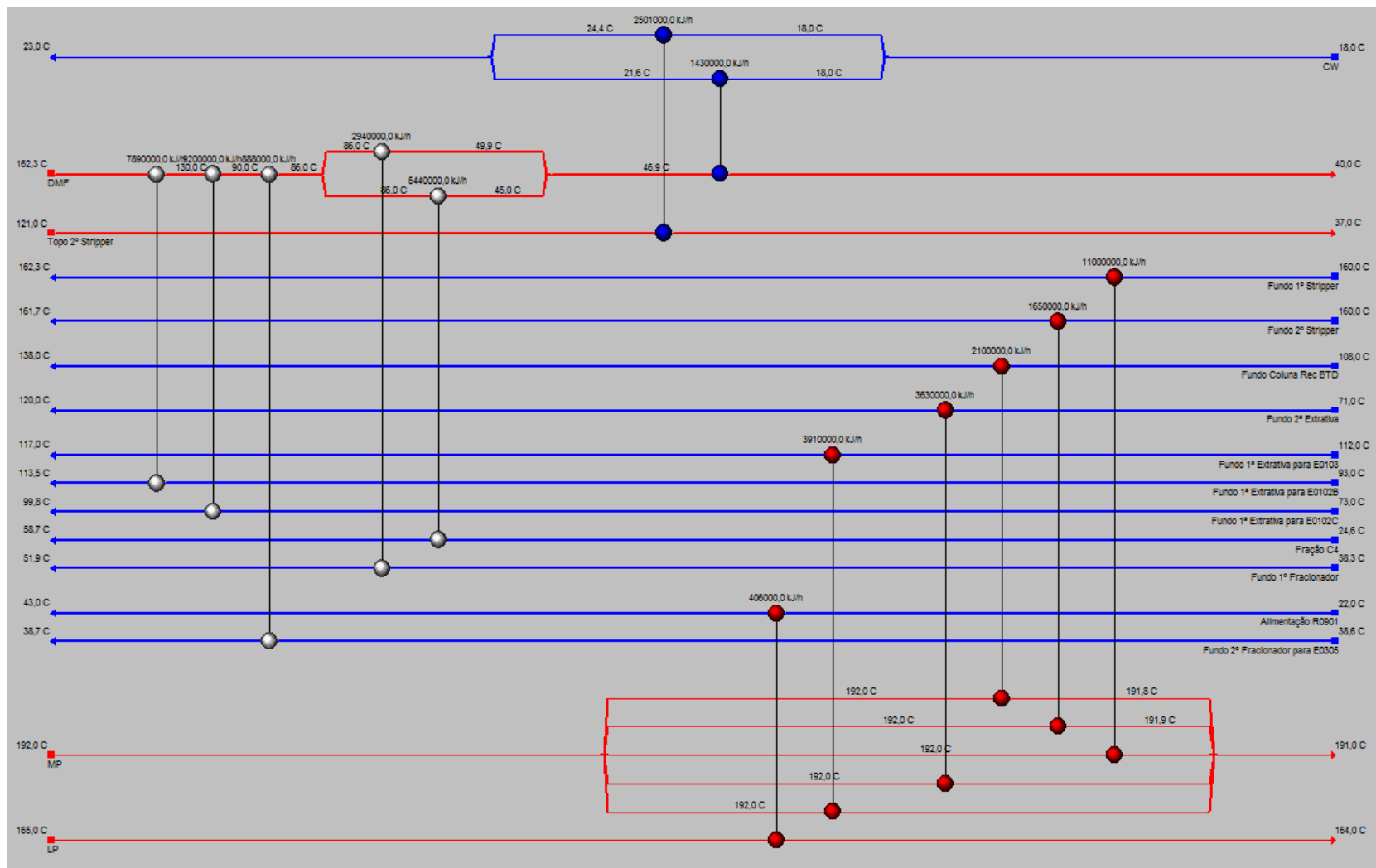
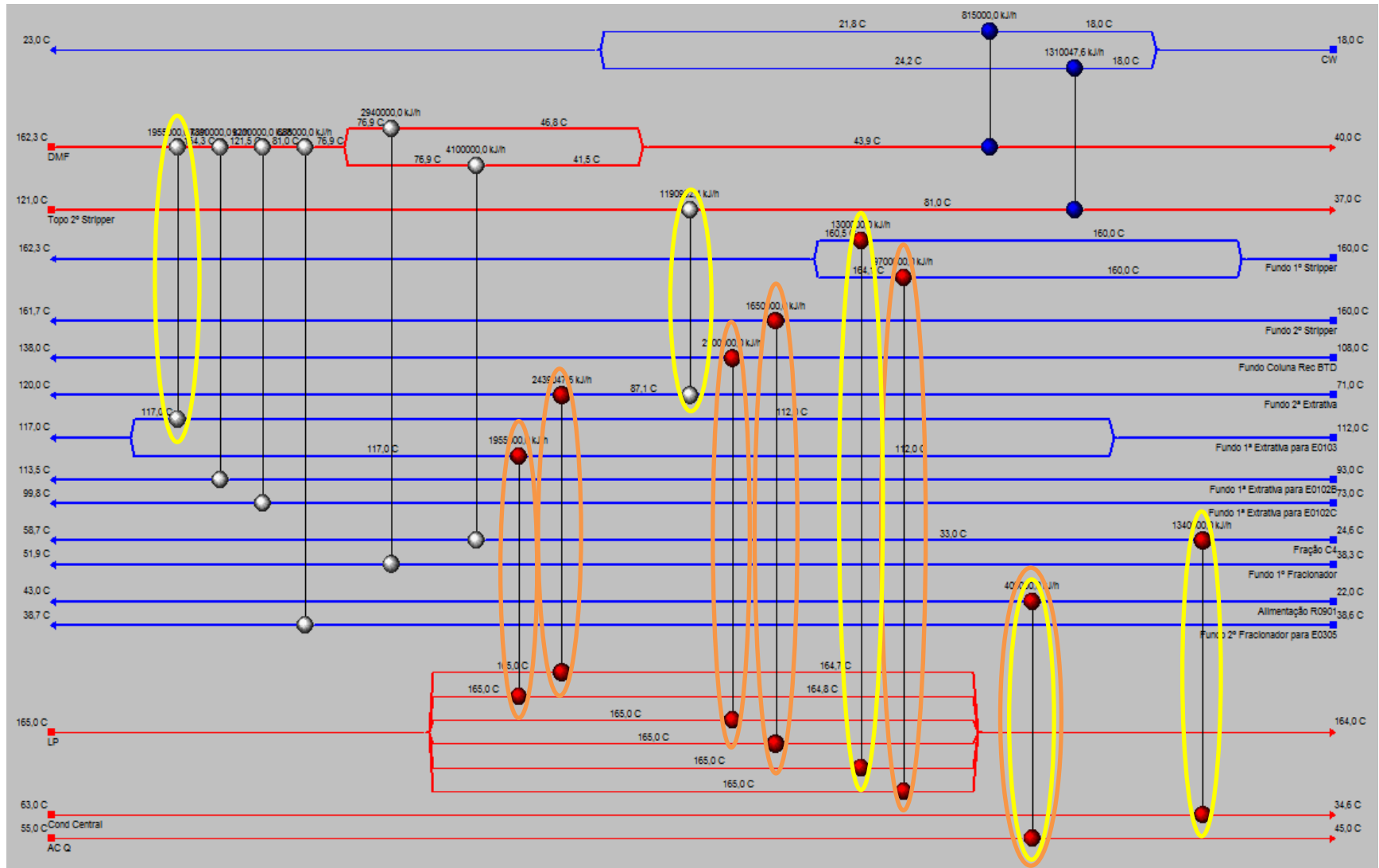


Figura 5.23 – RPC atual para as correntes que sofrem alteração na Proposta Final.

(Fonte: Aspen Energy Analyzer)



(Fonte: Aspen Energy Analyzer)

Na Figura 5.25 encontra-se representado o novo fluxograma energético para a Fábrica de Butadieno, evidenciando a nova distribuição de cada utilidade pelos permutadores de calor, assim como a energia consumida para cada uma. De notar que se representou a nova utilidade Cond Central para o novo permutador E0110A. Repare-se também na eliminação do consumo de MP pela substituição de LP:

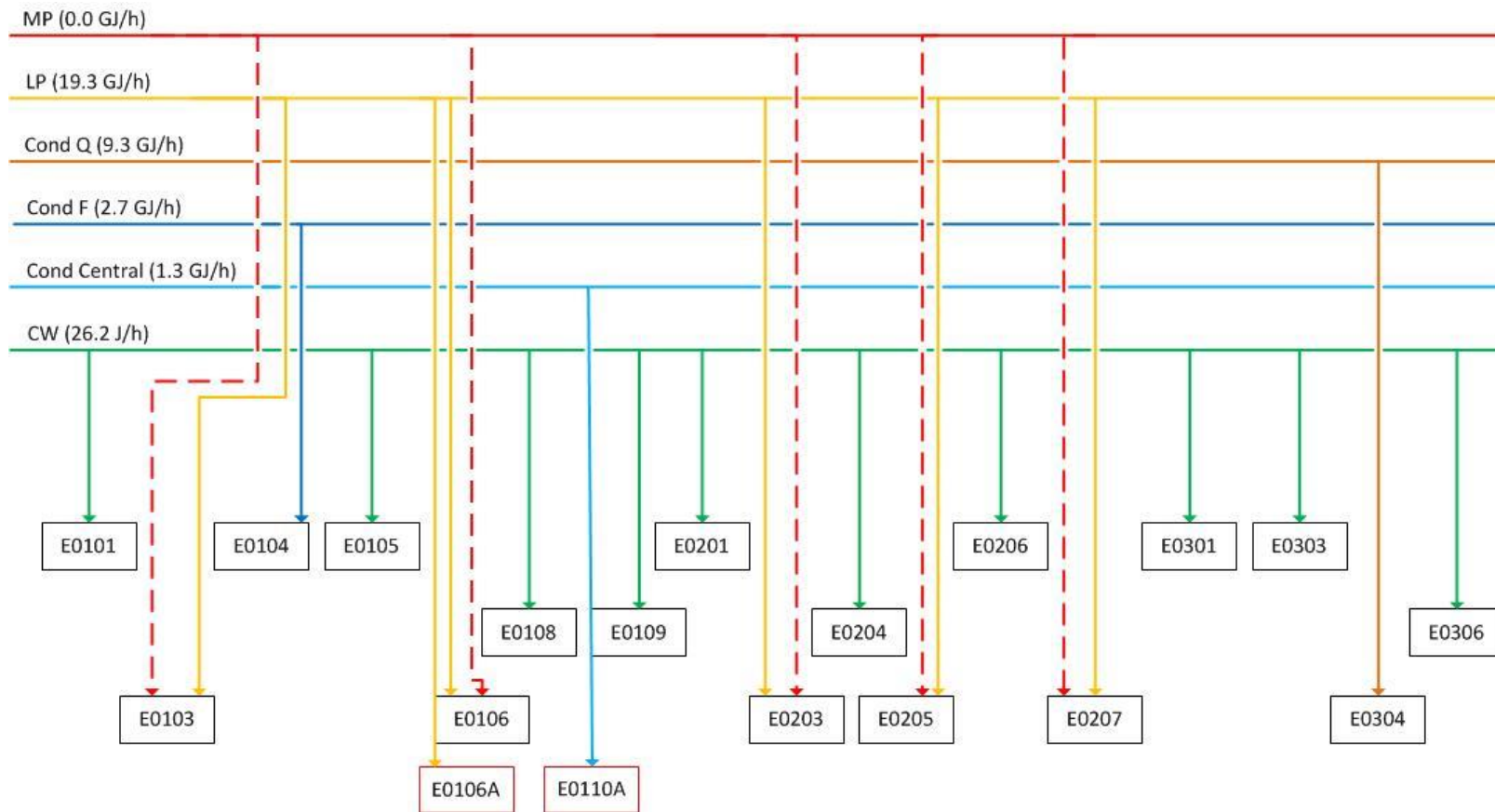


Figura 5.25 - Novo fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de Butadieno na Proposta Final de Integração. A tracejado ilustra-se o fluxo de energia para o cenário atual. Os novos permutadores estão representados a vermelho.

Na Figura 5.26 encontra-se representado o novo fluxograma energético para a Fábrica de ETBE. É possível reparar na divisão da utilidade AC em duas novas utilidades, AC F e AC Q, sendo a última utilizada no novo permutador de calor E0901A.

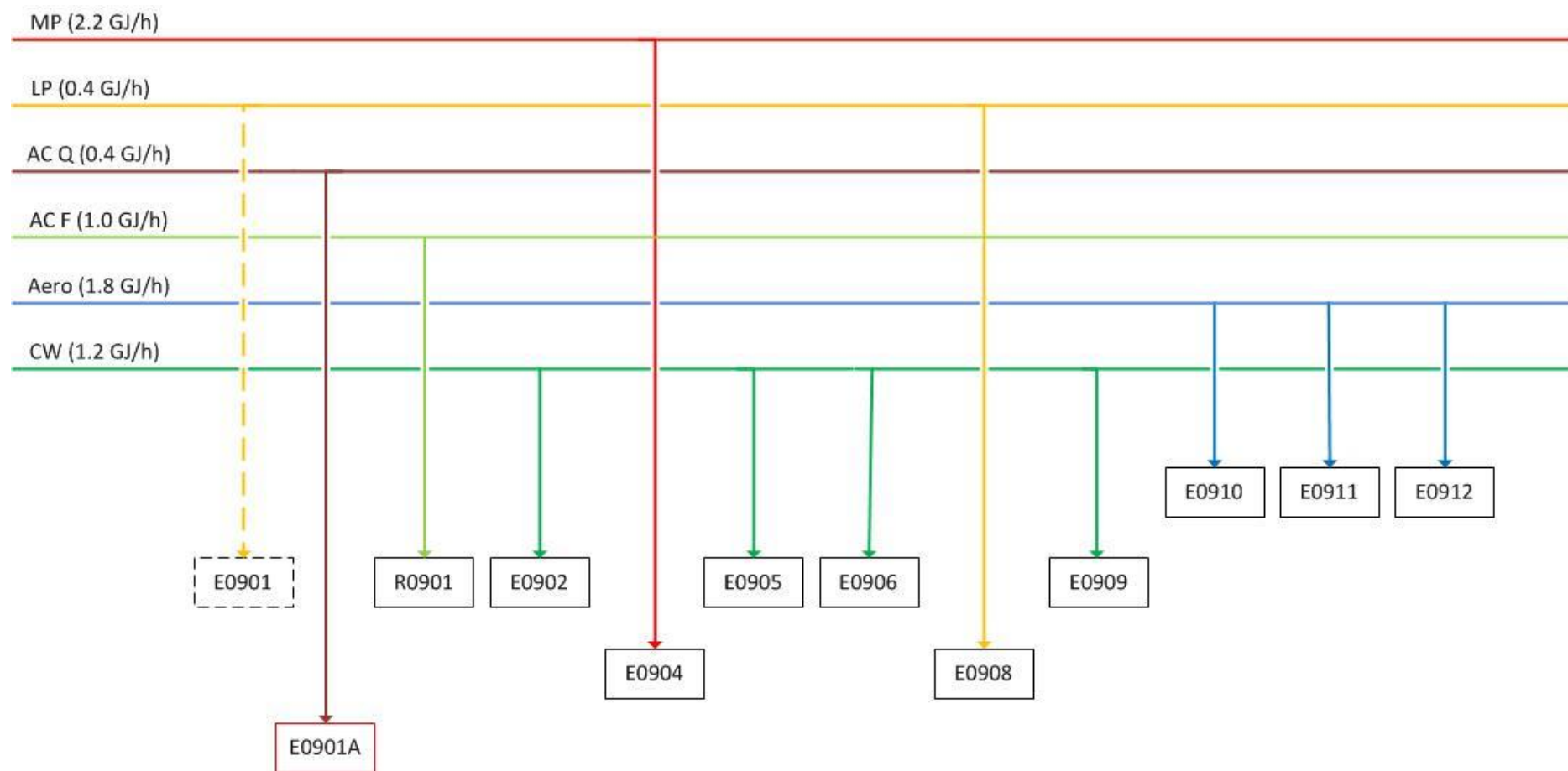


Figura 5.26 – Novo fluxograma energético da permuta de calor entre correntes de processo e utilidades para a Fábrica de ETBE na Proposta Final de Integração. A tracejado ilustra-se o fluxo de energia para o cenário atual. O novo permutador está representado a vermelho.

Com o objetivo de efetuar uma comparação do consumo energético de ambas as fábricas correspondente à Proposta Final representou-se a energia consumida por cada uma das utilidades em cada uma das unidades (Figura 5.27).

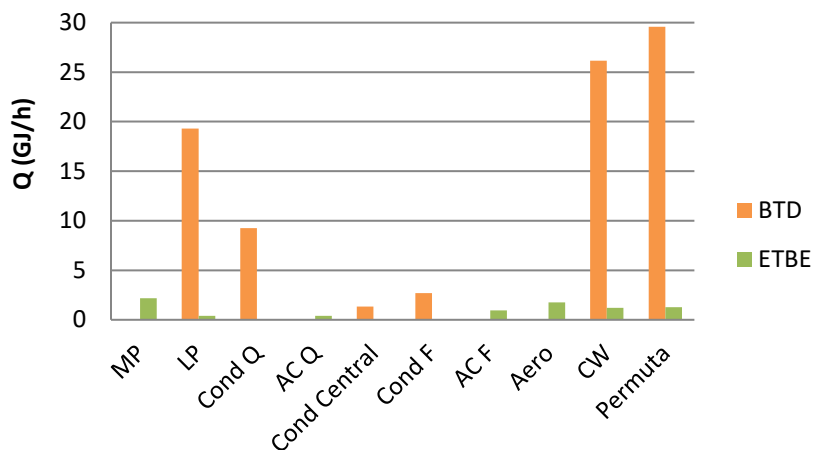


Figura 5.27 – Calor permutado entre correntes e consumo energético das várias utilidades nas duas fábricas para a Proposta Final de Integração.

Comparando com a Figura 4.5 da Secção 4 (pág. 33), conclui-se que o consumo energético na Fábrica de Butadieno permanece significativamente superior ao da Fábrica de ETBE, para qualquer uma das utilidades.

Constata-se também que na Fábrica de Butadieno a permuta de calor entre correntes de processo continua a representar maioritariamente a energia total transferida nesta fábrica, nomeadamente 34.0% (um incremento de 5.9% face ao cenário atual). No entanto, na Fábrica de ETBE não são propostas novas permutas de calor entre correntes de processo, o que evidencia uma baixa possibilidade de reaproveitamento energético.

No global das duas fábricas, recomenda-se um sistema de utilidades diferente, com a introdução de duas novas utilidades (AC Q e Cond Central) e a alteração do consumo associado a MP, LP e CW. Na Figura 5.28 representa-se a variação de energia consumida por estas utilidades, no cenário atual e no cenário proposto.

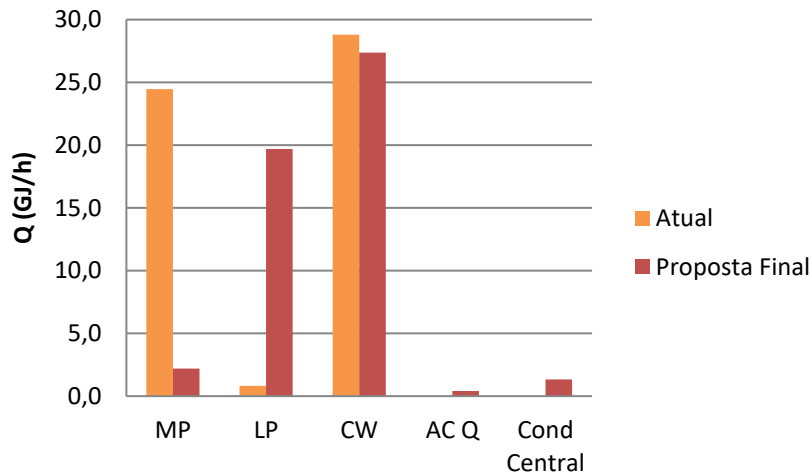


Figura 5.28 – Consumo energético das utilidades que sofreram alterações, para o cenário atual e para a Proposta Final.

É assim possível constatar que, devido à substituição de MP por LP nos ebulidores da Fábrica de Butadieno, esta utilidade que representava 25.0% do consumo total energético do global das duas fábricas, nesta proposta representa apenas 2.3% deste consumo. Por consequência, o consumo energético de LP aumentou de 0.8% para 20.4%.

Na Figura 5.29 representa-se o panorama do consumo energético global para as duas fábricas, comparando cada uma das utilidades no cenário atual e na Proposta Final.

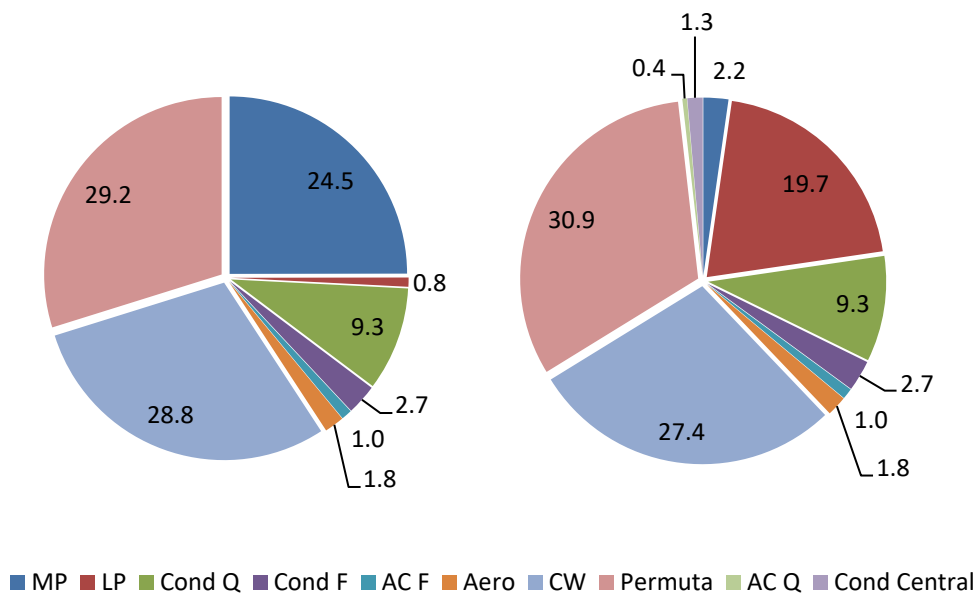


Figura 5.29 - Consumo de cada utilidade e da permuta de calor entre correntes de processo nas duas fábricas atualmente (esquerda) e na Proposta Final (direita) [GJ/h].

Relativamente à permuta de calor entre correntes de processo, conclui-se que para a Proposta Final o seu consumo energético representa 32.0% do consumo total das duas fábricas, o que representa um incremento de 5.7% relativamente ao cenário atual.

Para a Proposta Final de Integração o consumo de MP na Fábrica de Butadieno foi totalmente eliminado, sendo que esta utilidade que atualmente tem um custo anual de 2.7 M€ foi substituída por uma utilidade cujo custo anual previsto é de 1.6 M€, representando 81.5% do custo total operacional desta fábrica.

Por outro lado, o consumo de LP na Fábrica de ETBE diminuiu e o seu custo anual foi reduzido de 69.7 k€ para 35.1 k€. No entanto, nesta unidade não foi possível eliminar o consumo de MP, permanecendo como a utilidade com maior consumo.

A Figura 5.30 ilustra esta alteração significativa dos custos associados ao MP e ao LP no conjunto das duas fábricas, verificando-se também a diminuição do custo total anual das três utilidades com maior representatividade no custo anual operacional das duas unidades. É de referir que apesar das alterações propostas envolvendo a permuta entre correntes de processo, estas apenas representam 26.1% da poupança em custos energéticos. Os restantes 73.9% da poupança devem-se à substituição de utilidades, dos quais 96.5% representam a substituição de MP por LP. Se se realizar a mesma análise à poupança de MP, constata-se que dos 2.7M€/ano poupados, apenas 13.4% se deve à integração entre correntes de processo e que os restantes 86.6% se devem à substituição de MP por LP.

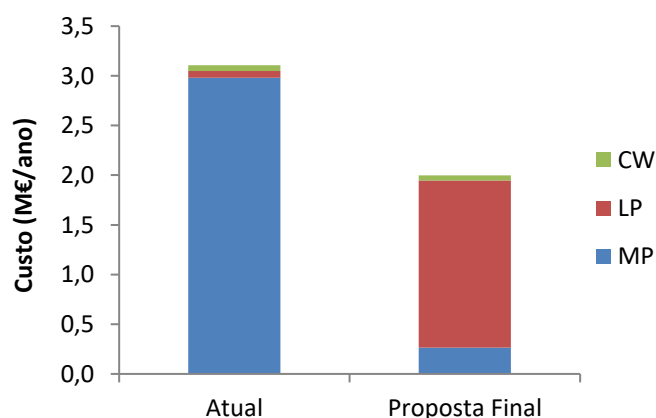


Figura 5.30 - Custo operatório atual e proposto para as utilidades com maior consumo no total das duas fábricas.

Esta Proposta Final prevê que o custo total operacional no conjunto das duas fábricas seja reduzido para 2.3 M€/ano, o que equivale a uma diminuição de 32.3%, comparando com o cenário atual. Porém, o custo associado às utilidades continua a ser dominado pela Fábrica de Butadieno em 2.0 M€, ao invés dos 303.5 k€ da Fábrica de ETBE.

6. Conclusões e Trabalho Futuro

Esta dissertação teve como objetivo a otimização energética das Fábricas de 1,3-Butadieno e ETBE da Repsol Polímeros, no Complexo Petroquímico de Sines.

Para analisar as diferentes possibilidades de integração energética entre as correntes de processo foi necessário em primeiro lugar simular em *Aspen Hysys* o processo de ambas as fábricas. Esta simulação foi primeiramente construída para as condições de projeto e, posteriormente, adaptada para as condições de operação de um dia específico. Ao longo da simulação da Unidade de Butadieno constatou-se a existência de desvios nos caudais, temperaturas e energias associadas aos ebulidores das colunas de destilação em comparação com os valores reais. Tal situação resulta do facto de a simulação destes permutadores ter sido realizada com um ebulidor do tipo *kettle* que não representava o equipamento na realidade. Assim, alguns destes parâmetros foram ajustados de modo a serem mais concordantes com os valores reais. No entanto, caso se pretendesse recomeçar a simulação seria aconselhável optar por outro modelo para os ebulidores das colunas de destilação.

As simulações corrigidas que representavam as principais correntes quentes e frias do processo foram então exportadas para o *Aspen Energy Analyzer*. A partir deste *software* possível obter a rede de permutadores atual e identificar cenários para realizar o estudo de reaproveitamento energético. É necessário mencionar que se deve ter em conta que as simulações e todos os resultados apresentados são referentes a condições de operação fixas, o que na realidade não se verifica.

Da análise do processo atual foi possível concluir que já se encontram implementadas várias soluções de reaproveitamento energético em ambas as fábricas, maioritariamente na Fábrica de Butadieno. No entanto, ainda existe um elevado potencial para integração energética, bem como para uma reformulação do sistema de utilidades que serve as duas unidades industriais.

Assim, foram estudados vários projetos de reaproveitamento do calor circulante em cada umas das unidades fabris individualmente. É de referir que a maioria destes cenários consiste no aproveitamento do calor latente resultante da condensação e/ou da vaporização de correntes de processo que, na sua maioria, correspondem a correntes de topo e de fundo de colunas de destilação.

Um dos principais problemas encontrados na Fábrica de Butadieno foi a utilização de MP nos vários ebulidores, o que implica o maior custo operacional (2.7M€/ano). Esta utilidade apresenta, em alguns permutadores, um elevado nível térmico face à corrente de processo, o que possibilita a sua substituição por outra de menor nível térmico e, conseqüentemente, de menor custo. A redefinição do sistema de utilidades mostrou que para os ebulidores dos dois

strippers (E0106 e E0207) a diferença entre a temperatura do LP e da corrente de processo é reduzida, pelo que a força motriz para a transferência de calor é muito baixa. Apesar de ser proposta esta substituição, aconselha-se a efetuar um estudo mais rigoroso do historial de temperaturas e caudais nestes equipamentos.

A integração entre as duas fábricas não apresenta soluções com uma significativa poupança, uma vez que as duas unidades apresentam níveis térmicos e necessidades térmicas significativamente diferentes.

A proposta final de integração é constituída por quatro diferentes projetos. O Projeto BTD1 que consiste na substituição de MP por LP, como referido acima. O Projeto BTD4 sugere a integração em série com os permutadores já implementados da corrente de fundo da 2ª coluna extrativa com a corrente de topo do 2º *stripper*. No Projeto BTD6 encontram-se incorporados dois projetos. O Projeto BTD2 que se refere à implementação de um novo permutador para pré-aquecimento da fração C4, utilizando como utilidade quente a corrente de condensados cujo destino é a Central de Utilidades do Complexo. E o Projeto BTD5 que sugere a implementação de um ebulidor extra na 1ª coluna extrativa, colocado em paralelo com o ebulidor E0103, que utiliza a corrente de DMF a 162°C como utilidade.

Esta proposta final propõe uma poupança anual de 989 k€, sendo necessário um investimento total de 328 k€. Assim, estima-se que seja possível recuperar o investimento em 4 meses e 25 dias. No global desta proposta prevê-se uma redução de 32.3% no custo total operacional anual, contabilizando um gasto de 2.3 M€, dos quais 2.0 M€ competem à Fábrica de Butadieno.

Note-se que apesar de uma diminuição de 4.5% no consumo total de utilidades para as duas fábricas, ainda existe potencial para uma maior recuperação de calor em cada uma delas, que poderá constituir trabalho futuro. Evidencia-se, por exemplo, a necessidade de diminuir o consumo de utilidade quente nos ebulidores das duas colunas de *stripping*, uma vez que dado o seu elevado nível energético não é possível integrar com nenhuma corrente de processo. Deste modo, a sugestão consiste em ponderar a implementação de uma bomba de calor nestes.

Propõe-se também estudar a hipótese de integrar as correntes de fundo da 1ª coluna de extração e da coluna de recuperação de butadieno com uma corrente retirada de um dos últimos pratos destas, tal como já se encontra implementado na 2ª coluna extrativa (T0201) no permutador E0202. De notar que esta hipótese não é válida para os *strippers* uma vez que estes não apresentam uma diferença de temperatura significativa entre o líquido de fundo e o líquido nos últimos pratos.

Por último, aconselha-se a realização de uma análise mais detalhada à utilização dos aerorrefecedores na Unidade de ETBE e, conseqüentemente, a possibilidade de desligar os ventiladores associados a estes. Esta análise é importante uma vez que, como referido ao longo da dissertação, se verificam limitações na pressão da coluna de butenos (T0902) no verão, e por outro lado o funcionamento dos ventiladores consome energia elétrica que apresenta um elevado custo operacional.

Os projetos apresentados nesta dissertação, bem como os propostos para realização futura, requerem um estudo mais aprofundado por parte da Repsol Polímeros, caso venham a ser recomendados para implementação.

Referências

- Aspen Energy Analyzer – User Guide (2011). AspenTech;
- Brownrigg, N. & Zhang, J. (2013). *Jump Start : Aspen Energy Analyzer V8*. AspenTech;
- Bruinsma, O.S.L & Spoelstra, S. (2010). *Heat pumps in distillation*. Energy Research Centre of Netherlands (ECN);
- Chew, K. H., Klemes, J. J., Alwi, S. R. W., & Abdul Manan, Z. (2013). *Industrial implementation issues of total site heat integration*. Applied Thermal Engineering, 61(1), 17–25;
- Feng, X., Pu, J., Yang, J., & Chu, K. H. (2011). *Energy recovery in petrochemical complexes through heat integration retrofit analysis*. Applied Energy, 88 (5), 1965–1982;
- Hall, S. (2012). *Rules of Thumb for Chemical Engineers, Chapter 2: Heat Exchangers*. 5th Edition, Butterworth-Heinemann, 27-57;
- Handbook of Process Integration (PI) – Minimisation of energy and water use, waste and emissions* (2013). Woodhead Publishing Series in Energy: Number 61;
- Hysys 3.2 ® - Operations Guide (2003). AspenTech;
- IEA [International Energie Agency] (2016). *Key world energy statistics*. IEA;
- Introduction to Pinch Technology* (1998). Linnhoff March;
- Kemp, I.C. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration*. 2nd Edition, IChem;
- Magueijo, V., Fernandes, M.C., Matos, H., Nunes, C.P., Calau, J.P., Carneiro, J. & Oliveira, F. (2010). *Medidas de eficiência energética aplicáveis à indústria portuguesa: um enquadramento tecnológico sucinto*. ADENE;
- Matches (2014). Acedido em Agosto de 2016 em <http://www.matche.com/equipcost/Exchanger.html>;
- Relvas, S., Fernandes, M.C., Matos, H. & Nunes, C.P. (2002). *Integração de Processos - Uma metodologia de otimização energética e ambiental*. GNIP;
- Repsol (2016). Acedido em Abril de 2016 em https://www.repsol.com/pt_pt/;
- Sittler, L. & Ajikutira, D.. *Jump Start: Aspen HYSYS ® V8*. AspenTech;
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons;

Soares, I. (2015). *Eficiência Energética e a ISO 50001*. Edições Sílabo;

ThermExcel (2003). Acedido em Agosto de 2016 em http://www.thermexcel.com/english/tables/vap_eau.htm;

Walas, S.M. (1990). *Chemical Process Equipment – Selection and Design, Chapter 8: Heat Transfer and Heat Exchangers*. Butterworth-Heinemann, 169-229;

Yoon, S. G., Lee, J., & Park, S. (2007). *Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using pinch analysis*. Applied Thermal Engineering, 27(5-6), 886–893;

Zhang, J. & Hird, K. (2015). *Jump Start : Activated Energy Analysis in Aspen Plus ® and Aspen HYSYS ®*. AspenTech.

Anexo A – Flowsheet das Fábricas de 1,3-Butadieno e ETBE

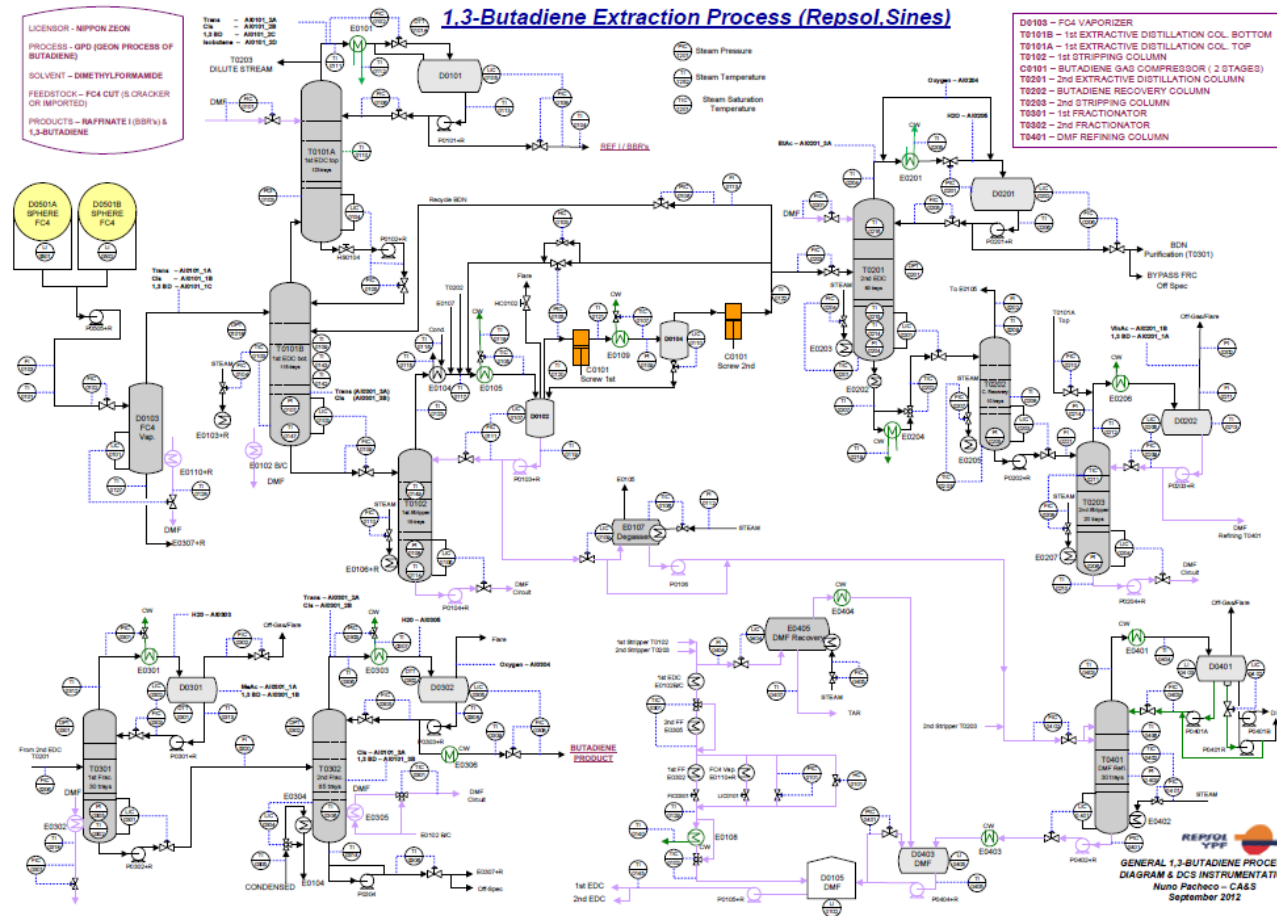
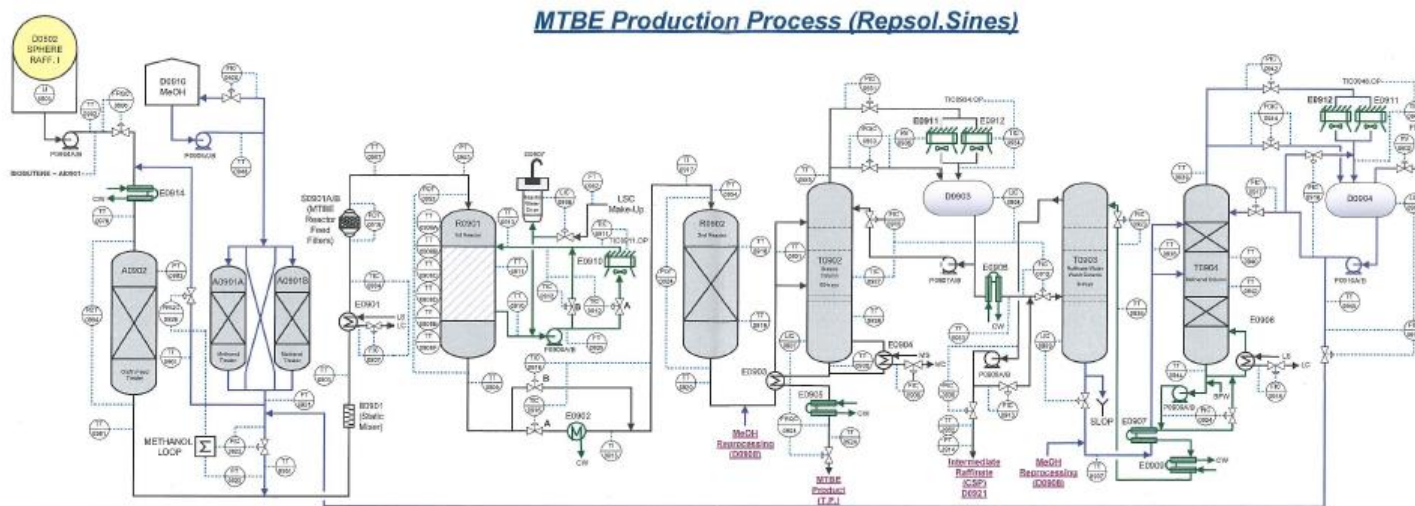


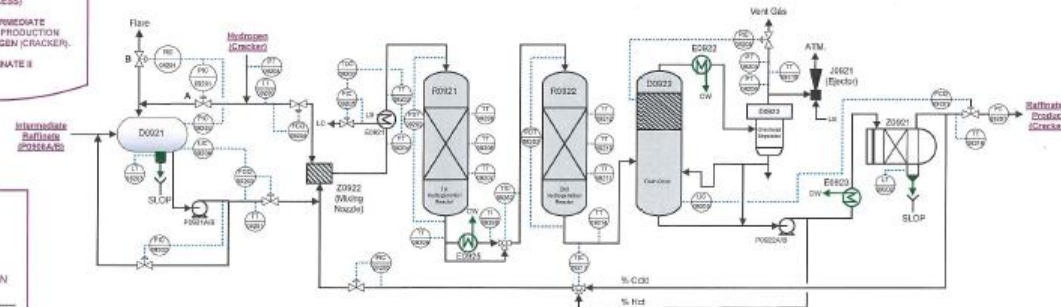
Figura A.1 – Process Flow Diagram da Fábrica de Butadieno.

(Fonte: Repsol Polímeros)



<p>LICENSOR - UOP & HUELS</p> <p>PROCESS - HUELS MTBE PROCESS</p> <p>FEEDSTOCK - RAFFINATE I (SULFIDINE EXTRACTION PROCESS), METHANOL (IMPORTED).</p> <p>PRODUCTS - MTBE & INTERMEDIATE RAFFINATE</p>	<p>LICENSOR - UOP & HUELS</p> <p>PROCESS - HUELS CSP (COMPLETE SATURATION PROCESS)</p> <p>FEEDSTOCK - INTERMEDIATE RAFFINATE (MTBE PRODUCTION PROCESS), HYDROGEN (CRACKER).</p> <p>PRODUCTS - RAFFINATE II</p>
---	--

Complete Saturation Process (Repsol.Sines)



<p>MTBE</p> <p>A0902 - OLEFIN FEED TREATER</p> <p>A0901A/B - METHANOL TREATERS</p> <p>R0901 - 1st REACTOR</p> <p>R0902 - 2nd REACTOR</p> <p>T0902 - BUTENE COLUMN</p> <p>T0903 - RAFFINATE WATER WASH COLUMN</p> <p>T0904 - METHANOL COLUMN</p>	<p>CSP</p> <p>D0921 - RAFFINATE FEED SURGE DRUM</p> <p>R0921 - 1st HYDROGENATION REACTOR</p> <p>R0922 - 2nd HYDROGENATION REACTOR</p> <p>D0922 - FLASH DRUM</p> <p>Z0921 - WATER COALESCER</p>
--	---

GENERAL MTBE PROCESS/COMPLETE SATURATION PROCESS DIAGRAM & DCS INSTRUMENTATION
 Nuno Pacheco
 Iuri Passarinho
 Pedro Marques
 June 2013

Figura A.2 - Process Flow Diagram da Fábrica de ETBE, incluindo a Unidade CSP.

(Fonte: Repsol Polímeros)

Anexo B – Lista de Equipamentos da Fábrica de Butadieno

C0101 – Compressor

D0103 – Tanque de Vaporização da Fração C4

E0101 – Condensador da 1ª Coluna Extrativa

E0102B – Ebulidor Lateral da 1ª Coluna Extrativa

E0102C – Ebulidor Lateral da 1ª Coluna Extrativa

E0103 – Ebulidor da 1ª Coluna Extrativa

E0104 – Condensador do 1º *Stripper*

E0105 – Condensador do 1º *Stripper*

E0106 – Ebulidor do 1º *Stripper*

E0107 - Desgaseificador

E0108 – Arrefecedor da Corrente de DMF

E0109 – Permutador Inter-Andares do Compressor

E0110 – Vaporizador da Fração C4

E0201 – Condensador da 2ª Coluna Extrativa

E0202 – Ebulidor Lateral da 2ª Coluna Extrativa

E0203 – Ebulidor da 2ª Coluna Extrativa

E0204 – Pré-Arrefecedor da Alimentação à Coluna Recuperadora de Butadieno

E0205 – Ebulidor da Coluna Recuperadora de Butadieno

E0206 – Condensador do 2º *Stripper*

E0207 – Ebulidor do 2º *Stripper*

E0301 – Condensador do 1º Fracionador

E0302 – Ebulidor do 1º Fracionador

E0303 – Condensador do 2º Fracionador

E0304 – Ebulidor do 2º Fracionador

E0305 – Ebulidor Lateral do 2º Fracionador

E0306 – Arrefecedor do Butadieno Produto Final

T0101 – 1ª Coluna Extrativa

T0102 – 1º *Stripper*

T0201 – 2ª Coluna Extrativa

T0202 – 2º *Stripper*

T0203 – Coluna Recuperadora de Butadieno

T0301 – 1º Fracionador

T0302 – 2º Fracionador

Anexo C – Lista de Equipamentos da Fábrica de ETBE

A0901 – *Treater* de Metanol/Etanol

A0902 – *Treater* de Alimentação de Olefinas

E0901 – Pré-aquecedor da Alimentação ao 1º Reator

E0902 – Pré-Arrefecedor da Alimentação ao 2º Reator

E0903 – Pré-Arrefecedor da Alimentação à Coluna de Butenos

E0904 – Ebulidor da Coluna de Butenos

E0905 – Arrefecedor do MTBE/ETBE Produto Final

E0906 – Pré-Arrefecedor da Alimentação à Coluna de Lavagem

E0907 – Pré-Aquecedor da Alimentação à Coluna de Metanol/Etanol

E0908 – Ebulidor da Coluna de Metanol/Etanol

E0909 – Pré-Arrefecedor da Água Alimentada à Coluna de Lavagem

E0910 – Aeroarrefecedor para a Água de Circulação

E0911 – Aeroarrefecedor da Corrente de Topo da Coluna de Butenos

E0912 – Aeroarrefecedor da Corrente de Topo da Coluna de Metanol/Etanol

R0901 – 1º Reator

R0902 – 2º Reator

T0902 – Coluna de Butenos

T0903 – Coluna de Lavagem

T0904 – Coluna de Metanol/Etanol

Anexo D – Flowsheet das Simulações no Aspen Hysys

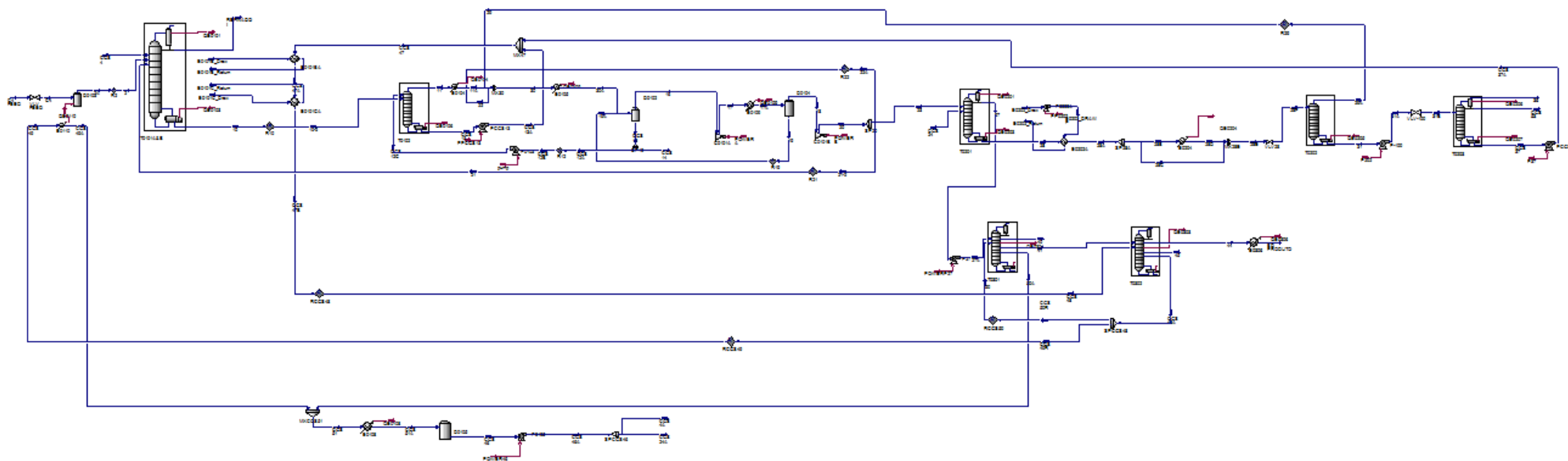


Figura D.1 - Simulação da Fábrica de Butadieno.

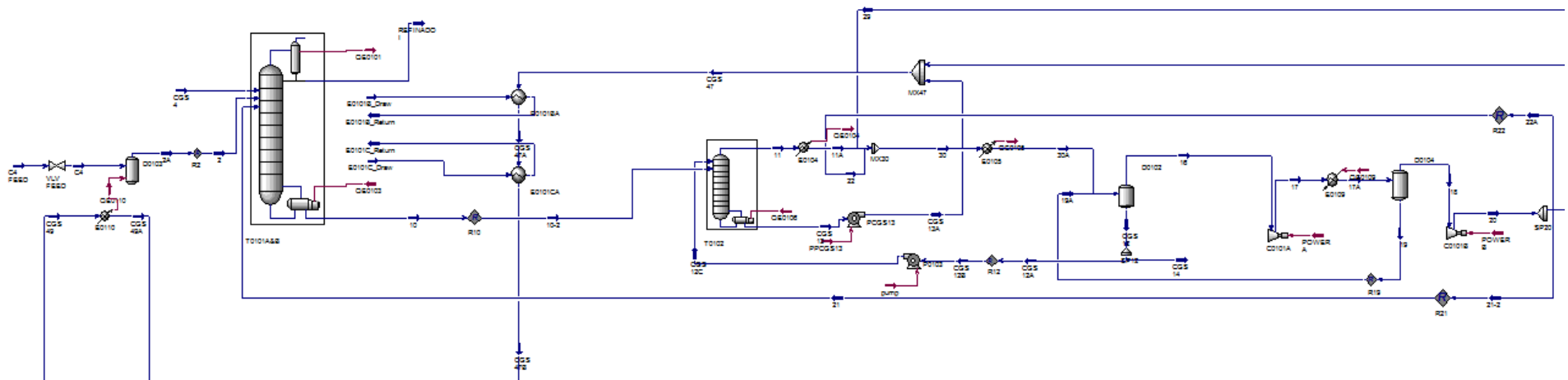


Figura D.2 - Simulação da secção da 1ª destilação extrativa.

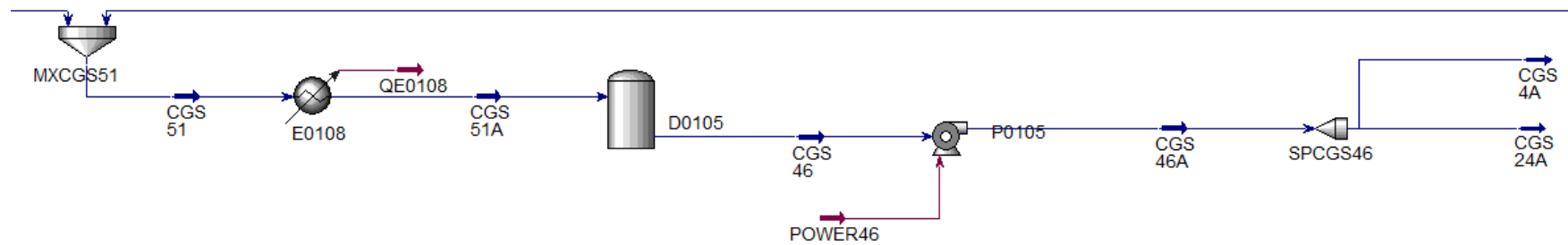


Figura D.3 - Simulação do arrefecedor da CGS e do seu tanque de armazenamento.

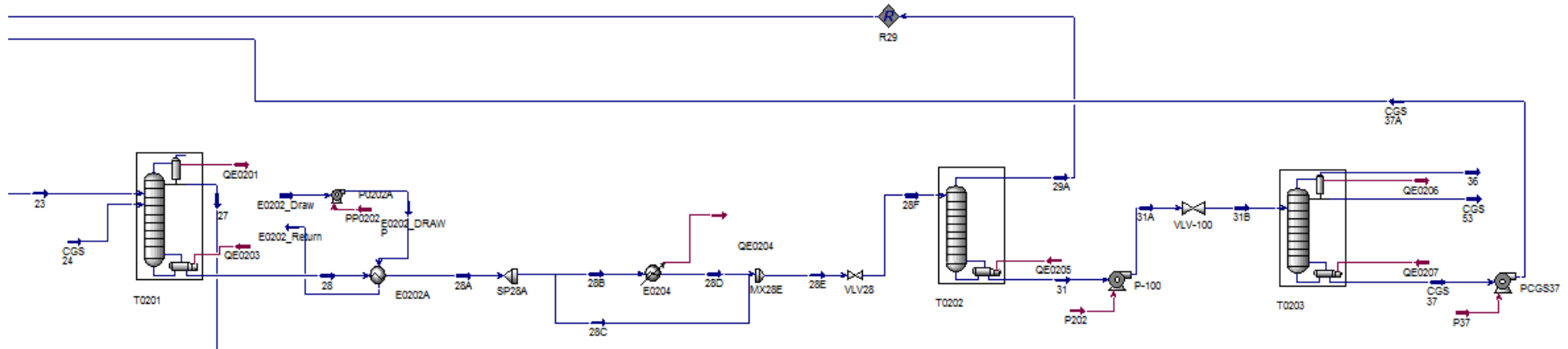


Figura D.4 - Simulação da secção da 2ª destilação extrativa.

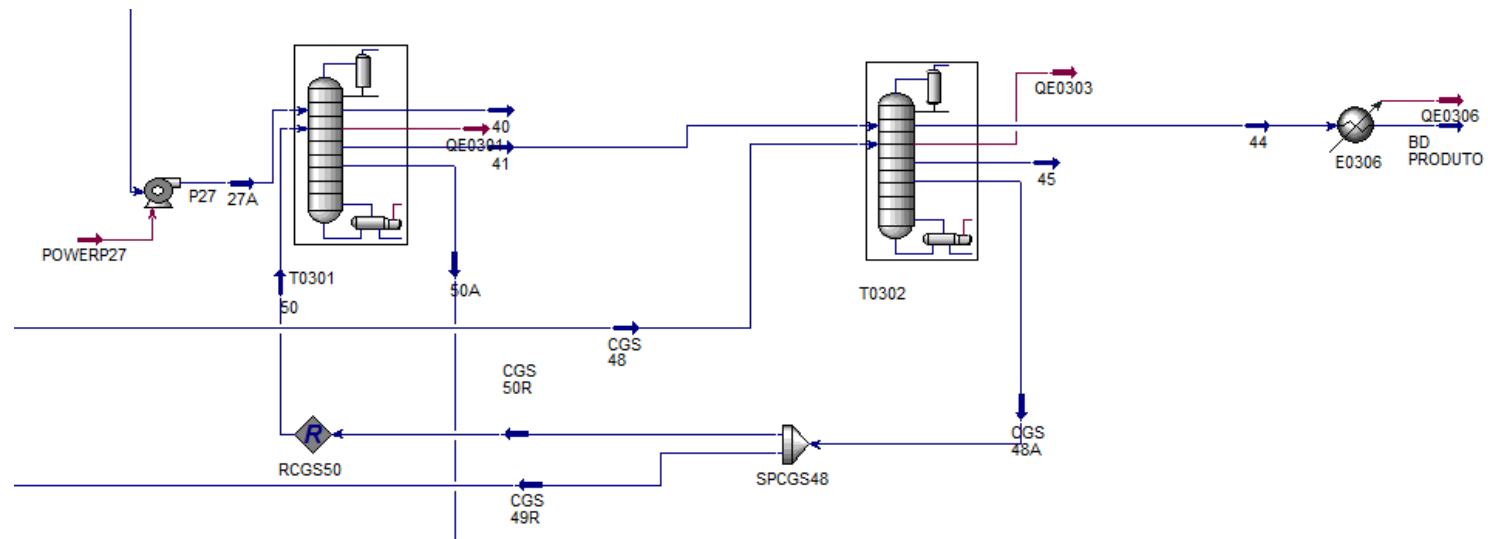


Figura D.5 - Simulação da secção de purificação do butadieno.

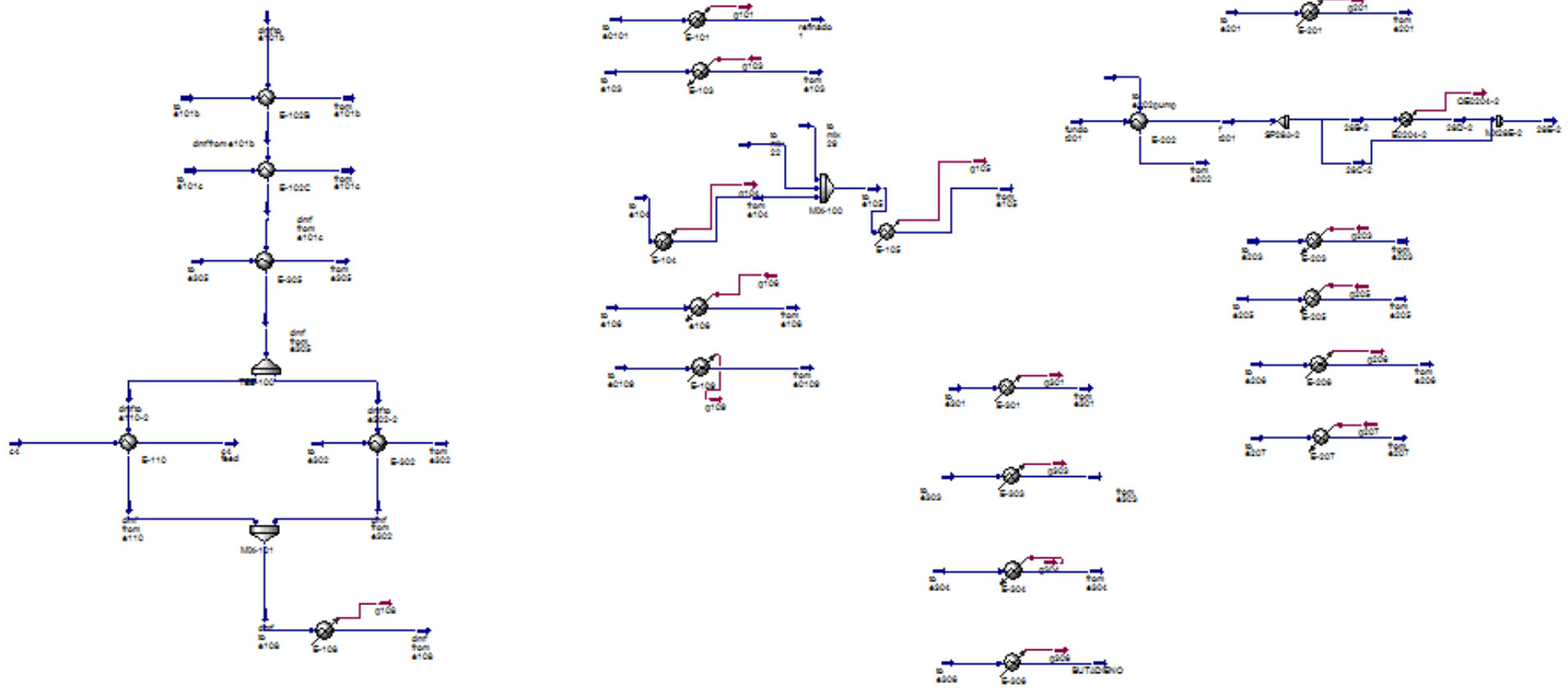


Figura D.6 – Simulação de permutadores da Fábrica de Butadieno.

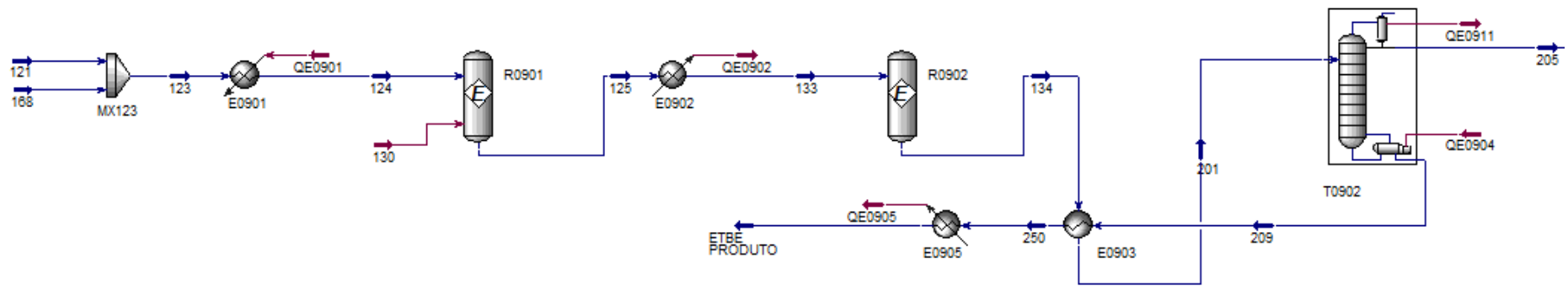


Figura D.7 – Parte A da simulação da Fábrica de ETBE.

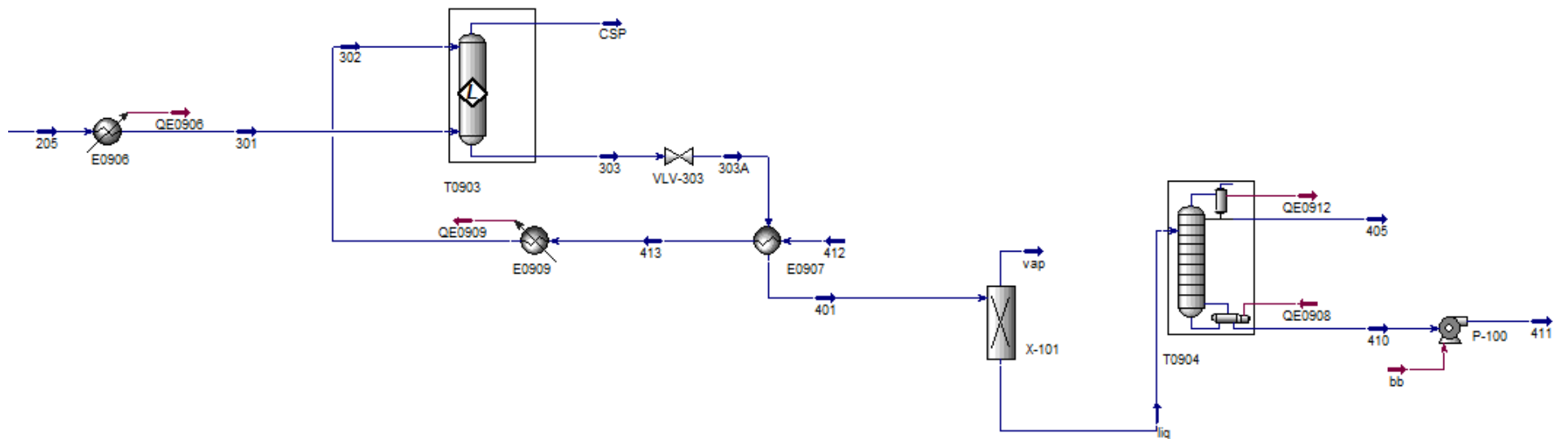


Figura D.8 - Parte B da simulação da Fábrica de ETBE.

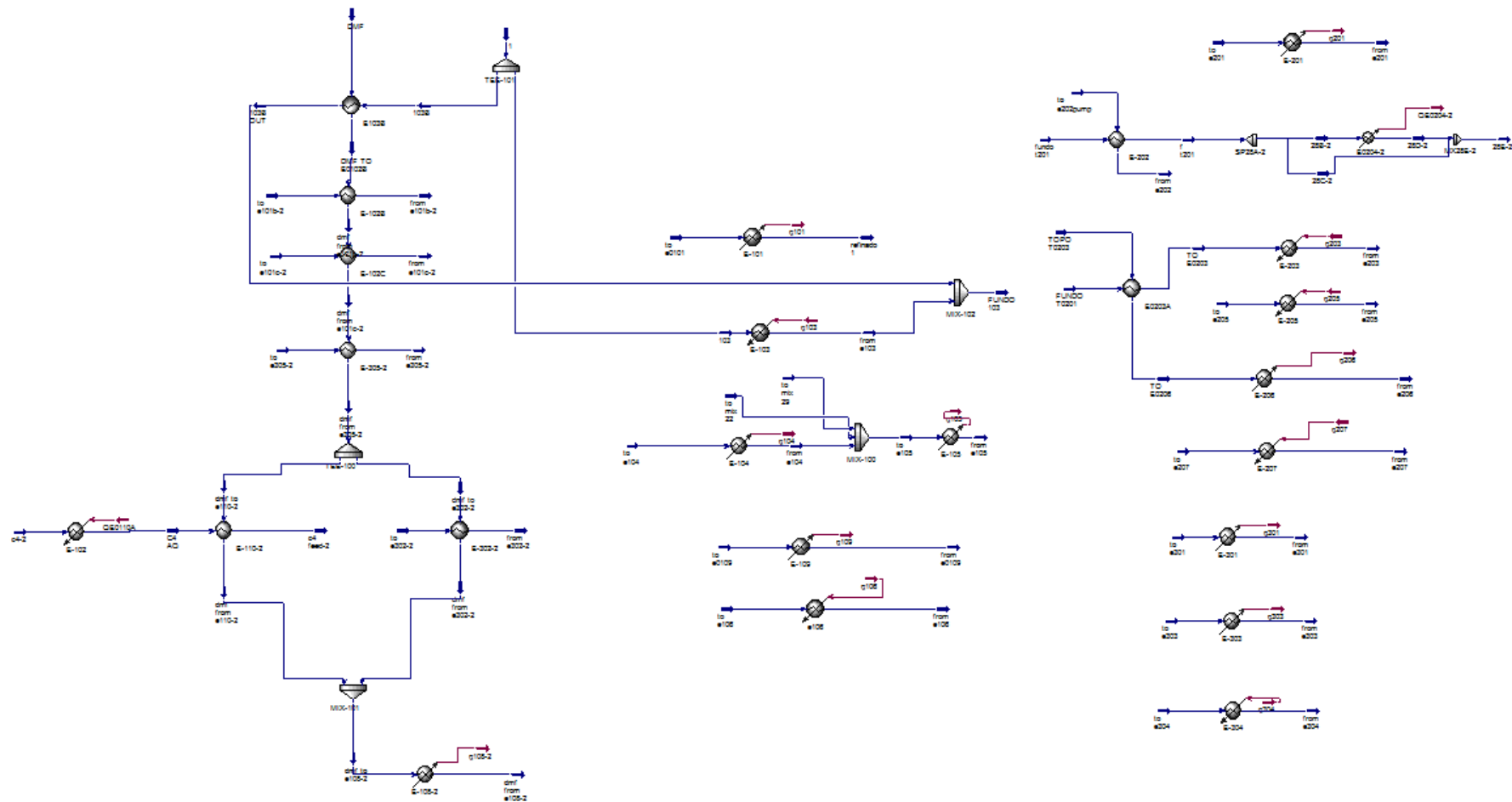


Figura D.9 - Simulação de permutadores da Fábrica de Butadieno para a Proposta Final.

Anexo E – Condições dos Permutadores de Calor da Fábrica de Butadieno

Tabela E.1 – Resumo das condições operacionais atuais dos permutadores de calor.

Permutador	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (10 ² MJ/h)
E0101	Refinado I	26.0	24.9	43.8
	CW	-	-	
E0102B	DMF para E0102B	162.3	130.0	78.9
	Fundo 1 ^a Extrativa para E0102B	93.0	113.5	
E0102C	DMF para E0102C	130.0	90.0	92.0
	Fundo 1 ^a Extrativa para E0102C	73.0	99.8	
E0103	MP	-	-	39.1
	Fundo 1 ^a Extrativa para E0103	112.0	117.0	
E0104	Topo 1 ^o Stripper	103.6	66.0	27.1
	Cond F	-	-	
E0105	Topo 1 ^o Stripper para E0105	63.6	35.0	15.8
	CW	-	-	
E0106	MP	-	-	110.0
	Fundo 1 ^o Stripper	160.0	162.3	
E0108	DMF para E0108	46.9	40.0	14.3
	CW	-	-	
E0109	Inter Andares compressor	76.6	40.0	12.5
	CW	-	-	
E0110	DMF para E0110	86.0	45.0	54.4
	Fração C4	24.6	58.7	
E0201	Topo 2 ^a Extrativa	30.3	29.7	62.0
	CW	-	-	
E0202	Fundo 2 ^a Extrativa para E0202	120.0	73.0	15.8
	Prato para E0202	56.0	75.0	
E0203	MP	-	-	36.3
	Fundo 2 ^a Extrativa	71.0	120.0	
E0204	Alimentação Col Rec BTB	73.0	71.7	0.3
	CW	-	-	
E0205	MP	-	-	21.0
	Fundo Col Rec BTB	108.0	138.0	
E0206	Topo 2 ^o Stripper	121.0	37.0	25.0
	CW	-	-	
E0207	MP	-	-	16.5
	Fundo 2 ^o Stripper	160.0	161.7	

E0301	Topo 1º Fracionador CW	35.6 -	35.0 -	27.9
E0302	DMF para E0302 Fundo 1º Fracionador	86.0 38.6	50.0 51.9	29.4
E0303	Topo 2º Fracionador CW	33.9 -	33.8 -	73.3
E0304	Cond Q Fundo 2º Fracionador para E0304	- 45.0	- 45.4	92.6
E0305	DMF para E0305 Fundo 2º Fracionador para E0305	90.0 38.7	86.0 38.7	8.9
E0306	Butadieno CW	33.8 -	24.0 -	0.9

Na tabela abaixo os novos permutadores encontram-se destacados a rosa e os permutadores que apresentam alterações encontram-se destacados a azul.

Tabela E.2 - Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor na Proposta Final.

Permutador	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (10 ² MJ/h)
E0101	Refinado I CW	26.0 -	24.9 -	43.8
E0102B	DMF para E0102B Fundo 1ª Extrativa para E0102B	154.9 93.0	122.6 113.5	78.9
E0102C	DMF para E0102C Fundo 1ª Extrativa para E0102C	122.6 73.0	82.6 99.8	92.0
E0103	LP Fundo 1ª Extrativa para E0103	- 112.0	- 117.0	21.1
E0103B	DMF Fundo 1ª Extrativa para E0103	162.3 112.0	154.9 117.0	18.0
E0104	Topo 1º Stripper Cond F	103.6 -	66.0 -	27.1
E0105	Topo 1º Stripper para E0105 CW	63.6 -	35.0 -	15.8
E0106	LP Fundo 1º Stripper	- 160.0	- 162.3	97.1
E0106A	LP Fundo 1º Stripper	- 160.0	- 162.3	12.9
E0108	DMF para E0108 CW	45.7 -	40.0 -	11.8

E0109	Inter Andares compressor CW	76.6 -	40.0 -	12.5
E0110	DMF para E0110 Fração C4	78.6 33.0	43.3 58.7	41.0
E0110A	Cond Central Fração C4	63.0 24.6	34.6 33.0	13.4
E0201	Topo 2ª Extrativa CW	30.3 -	29.7 -	62.0
E0202	Fundo 2ª Extrativa para E0202 Prato para E0202	120.0 56.0	73.0 75.0	15.8
E0203	LP Fundo 2ª Extrativa	- 87.1	- 120.0	24.4
E0203A	Topo 2º Stripper Fundo 2ª Extrativa	121.0 71.0	81.0 87.1	11.9
E0204	Alimentação Col Rec BTD CW	73.0 -	71.7 -	0.3
E0205	LP Fundo Col Rec BTD	- 108.0	- 138.0	21.0
E0206	Topo 2º Stripper CW	81.0 -	37.0 -	13.1
E0207	LP Fundo 2º Stripper	- 160.0	- 161.7	16.5
E0301	Topo 1º Fracionador CW	35.6 -	35.0 -	27.9
E0302	DMF para E0302 Fundo 1º Fracionador	78.6 38.6	48.6 51.9	29.4
E0303	Topo 2º Fracionador CW	33.9 -	33.8 -	73.3
E0304	Cond Q Fundo 2º Fracionador para E0304	- 45.0	- 45.4	92.6
E0305	DMF para E0305 Fundo 2º Fracionador para E0305	82.6 38.7	78.6 38.7	8.9
E0306	Butadieno CW	33.8 -	24.0 -	0.9

Anexo F - Condições dos Permutadores de Calor da Fábrica de ETBE

Tabela F.1 – Resumo das condições operacionais atuais dos permutadores de calor.

Permutador	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (10 ² MJ/h)
E0901	LP	-	-	4.1
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0902	Alimentação R0902	50.3	39	1.9
	CW	-	-	
E0903	ETBE para E0903	160	66.7	10.3
	Alimentação T0902	39.0	97.0	
E0904	MP	-	-	21.8
	Fundo T0902	146.8	160.0	
E0905	ETBE Produto Final	66.7	25.0	4.0
	CW	-	-	
E0906	Alimentação T0903	67.0	24.0	3.1
	CW	-	-	
E0907	Água de Lavagem T0903 para E0907	123.5	83.2	2.5
	Fundo T0903	24.6	65.0	
E0908	LP	-	-	4.1
	Fundo T0904	123.4	123.5	
E0909	Água de Lavagem T0903	83.2	34.0	3.1
	CW	-	-	
E0910	AC	55.0	45.0	17.1
	Aero	-	-	
E0911	Topo T0902	67.1	67.0	17.1
	Aero	-	-	
E0912	Topo T0904	109.7	101.0	0.5
	Aero	-	-	

Na tabela abaixo o novo permutador de calor encontra-se destacado a rosa.

Tabela F.2 - Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor na Proposta Final.

Permutador	Correntes	T _i (°C)	T _f (°C)	Q (10 ² MJ/h)
E0901A	AC	55.0	45.0	4.1
	Alimentação R0901	22.0	43.0	
E0902	Alimentação R0902	50.3	39	1.9
	CW	-	-	
E0903	ETBE para E0903	160	66.7	10.3
	Alimentação T0902	39.0	97.0	
E0904	MP	-	-	21.8
	Fundo T0902	146.8	160.0	
E0905	ETBE Produto Final	66.7	25.0	4.0
	CW	-	-	
E0906	Alimentação T0903	67.0	24.0	3.1
	CW	-	-	
E0907	Água de Lavagem T0903 para E0907	123.5	83.2	2.5
	Fundo T0903	24.6	65.0	
E0908	LP	-	-	4.1
	Fundo T0904	123.4	123.5	
E0909	Água de Lavagem T0903	83.2	34.0	3.1
	CW	-	-	
E0910	AC	55.0	45.0	17.1
	Aero	-	-	
E0911	Topo T0902	67.1	67.0	17.1
	Aero	-	-	
E0912	Topo T0904	109.7	101.0	0.5
	Aero	-	-	

Anexo G – Diagrama das Fábricas para Proposta Final

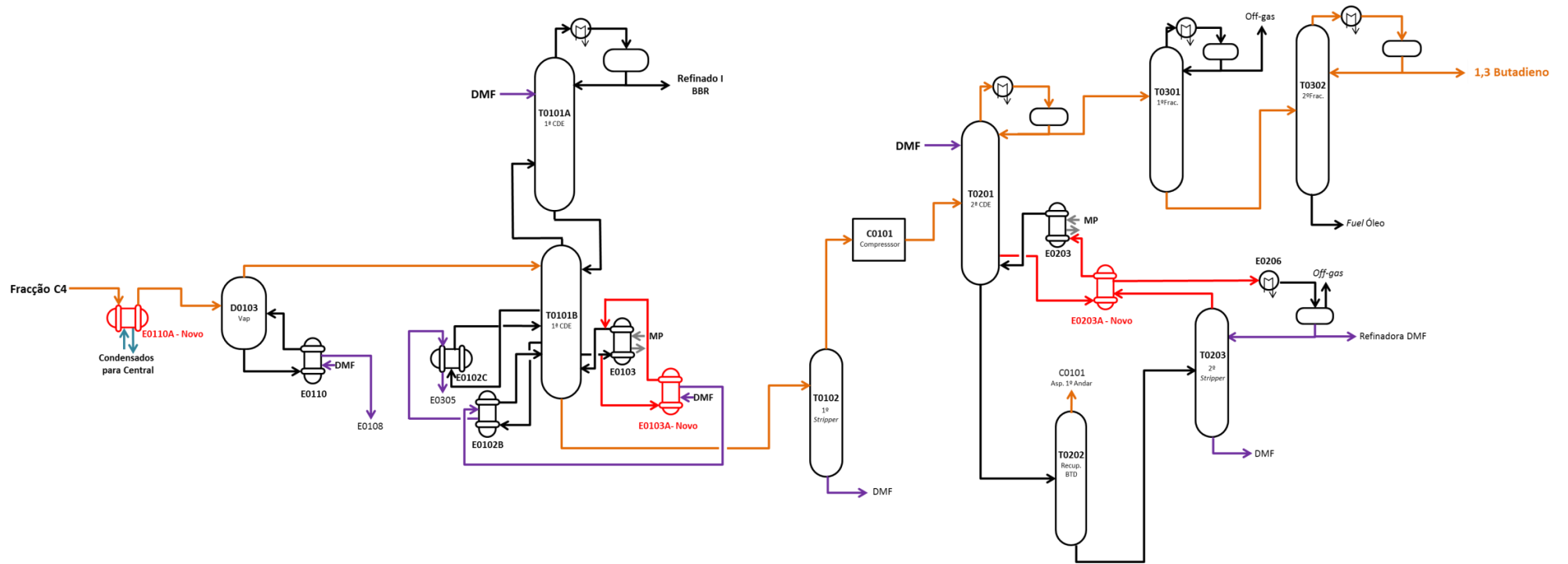


Figura G.1 - Diagrama Simplificado da Fábrica de Butadieno com os Projetos BT4 e BT6 representados.

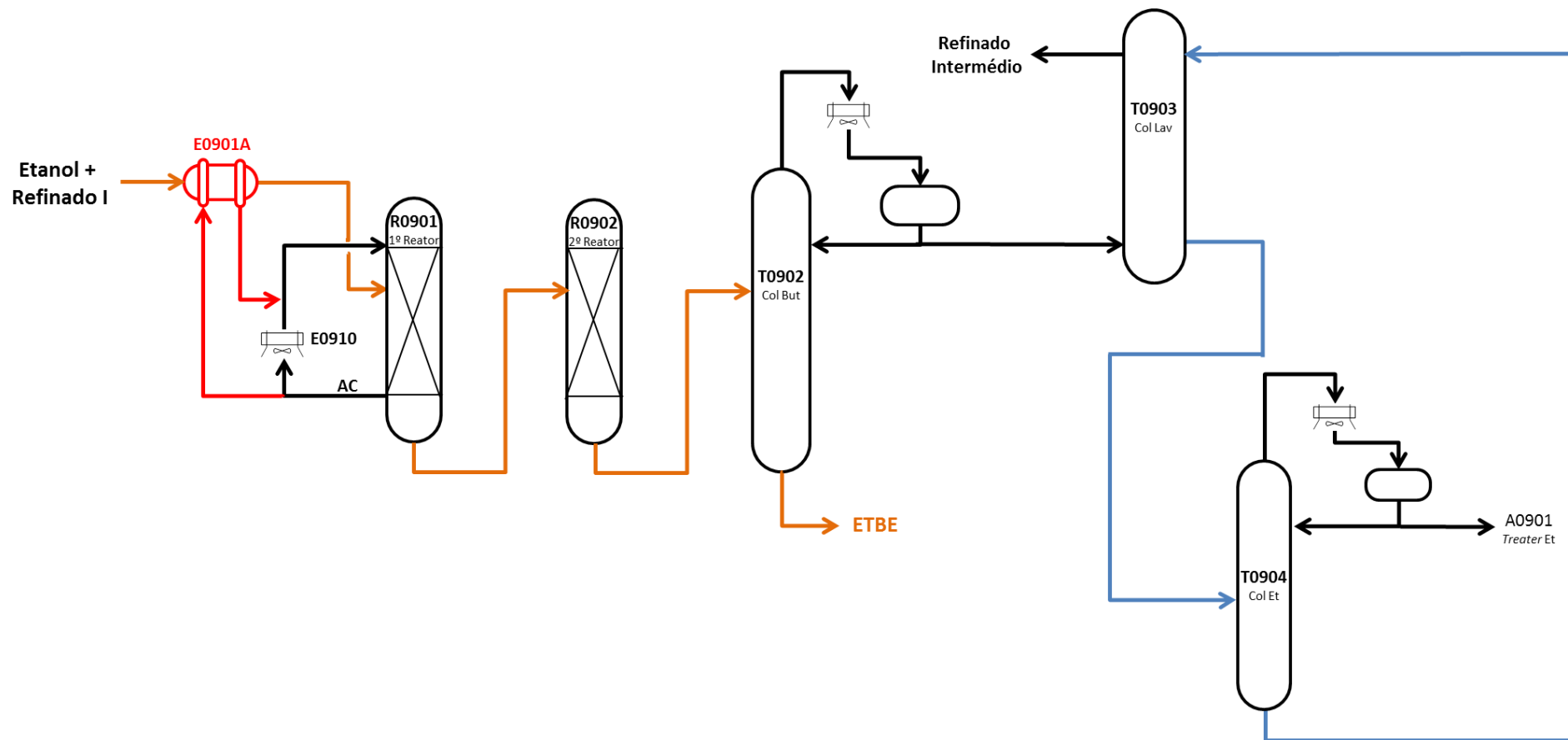


Figura G.2 – Diagrama Simplificado da Fábrica de ETBE com o Projeto ETBE1 representado.