



Mónica Alexandra Silva Ramos
Licenciada em Ciências da Engenharia Química e Bioquímica

Optimização energética de sistemas multi-componente da zona fria do Steam Cracker

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Engenheiro André Vilelas, Repsol Polímeros
Co-orientador: Professor Mário Eusébio, FCT/UNL

Júri:
Presidente: Professora Doutora Isabel Fonseca, FCT/UNL
Arguente: Professor Doutor Pedro Simões, FCT/UNL
Vogal: Engenheiro André Vilelas, Repsol Polímeros S.A.



FACULDADE DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

Março de 2014

Optimização energética de sistemas multi-componente da zona fria do Steam Cracker

Copyright © Mónica Alexandra Silva Ramos, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos produzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objectivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

Agradecimentos

Gostaria de aproveitar este espaço para agradecer a todas as pessoas, que ao longo destes seis meses ajudaram directa ou indirectamente a cumprir os meus objectivos e a alcançar o fim de mais esta etapa da minha vida académica.

Ao orientador da minha dissertação, Engenheiro André Vilelas, agradeço a oportunidade e o privilégio que tive em poder realizar este estágio curricular sob a sua orientação na unidade de Steam Cracker da Repsol de Sines. Estes meses contribuíram em muito para o enriquecimento da minha formação académica. Agradeço a sua disponibilidade e ajuda nos trabalhos que desenvolvi.

Um agradecimento especial ao Engenheiro Rodrigo Silva, que sempre se mostrou disponível para me ajudar em qualquer questão.

Às Engenheiras Tânia Almeida e Ana Colaço, com quem tive o privilégio de partilhar gabinete e por todo o apoio que me deram na minha integração.

Ao Srº António Almeida pela disponibilidade em me mostrar a fábrica e por todos os ensinamentos que me transmitiu.

Ao Engenheiro Carlos Colaço pela oportunidade de participar numa formação relativa ao simulador Aspen HYSYS, que se mostrou ser fundamental na realização deste trabalho.

À Engenheira Cláudia Rodrigues pela disponibilidade e apoio cedidos.

Aos operadores do Cracker que se mostraram sempre disponíveis para qualquer questão, em especial ao Turno E que tão bem me recebeu durante uma semana.

Ao professor Mário Eusébio, co-orientador desta dissertação, expresso o meu agradecimento pela orientação, conhecimentos transmitidos e pela disponibilidade de deslocações à Repsol para reuniões.

À Faculdade de Ciências e Tecnologia pelo conhecimento, corpo docente e espírito académico.

A todos os meus amigos pelo carinho, motivação e compreensão que bastante contribuíram para que o meu percurso académico se realizasse de uma forma muito mais fácil.

Por último mas não menos importantes, à minha família a quem dedico esta dissertação. Aos meus pais, irmão e cunhada o mais profundo e eterno obrigado por todo o apoio sentido durante estes cinco anos e meio, sem eles nada disto seria possível.

Resumo

O trabalho realizado foi desenvolvido no âmbito de um estágio curricular de seis meses efectuado no Steam Cracker da Repsol Polímeros de Sines.

O seu principal objectivo foi a optimização energética da zona fria do *Steam Cracker*, que tem como produtos principais, o etileno, propileno e 1,3-butadieno. Para tal começou-se por realizar uma simulação em Aspen HYSYS de toda a zona fria de modo a que servisse de base para a realização dos estudos necessários referentes à optimização energética. Sendo validada a simulação iniciaram-se os *Case Studies* de modo a perceber-se onde se deve actuar e que alterações devem ser realizadas na fábrica para que esta opere com um menor consumo energético.

Nestes estudos foi analisada a necessidade de importação de vapor HPII (High Pressure II) da Central Termoeléctrica e as situações em que esta pode ser minimizada. Foi conseguido através de optimizações, relativas ao caso base simulado, obter uma poupança de cerca de 0,73%, o que equivale a cerca de 1,1 M€/ano.

Estudou-se ainda a possibilidade de integrar novos permutadores na secção de Baixas Temperaturas, também com o objectivo de minimizar a quantidade de vapor importada da Central. Introduzindo um permutador de multi-passagem conseguiu-se prever, referente ao caso base simulado, que este poderia gerar uma poupança de 0,90%, que corresponde a cerca de 1,37 M€/ano. Outra alteração possível seria substituir o nível de etileno refrigerante num dos permutadores de caixa e tubos da secção de Baixas Temperaturas, a qual apresentou uma poupança de 1,54% em relação ao caso base simulado, equivalente a 2,35 M€/ano, não necessitando esta última de investimento de equipamento.

Palavras chave: Steam cracker, optimização energética, Hysys, zona fria, simulação

Abstract

The present work was accomplished during a six month curricular intership carried out in the Steam Cracker unit of Repsol Polímeros in Sines.

Its main purpose was the energetic optimization of the cold section of the Steam Cracker, that has as main products, the ethylene, the propylene and the 1,3-butadiene. In order to achieve this goal, a simulation of all cold section was done in Aspen HYSYS. This simulation would later on serve as a basis propose studies concerning energetic optimization. Once the simulation was validated, different case studies were carried out in order to understand what changes could be made in the plant so that it operates with less energetic consumption.

In these studies it was analysed the need of importing HP/II steam (High Pressure II) from the thermoelectric plant and the situations in which it can be minimized. It was predicted, through optimizations on the simulated base case, that 0,73% saving could be achieved, which would translate in 1,1 M€/year.

It was still studied the possibility to integrate new exchangers in the low temperature section, also with the purpose to minimize the amount of steam imported. By introducing a multi-pass exchange it was predicted, referring to the simulated base case that it could generate a 0,90% saving that corresponds to 1,37 M€/year. Another possible change would be replacing the refrigerant ethylene level in one heat exchanger from Low Temperatures section, which presented a 1,54% saving, equivalent to 2,35 M€/year, this last one doesn't need equipment investment.

Keywords: Steam cracker, Energetic optimization, Hysys, cold section, simulation

Índice

Agradecimentos.....	iii
Resumo.....	v
Abstract.....	vii
Índice de tabelas.....	ix
Índice de figuras.....	xi
1. Introdução.....	1
1.1. Motivação.....	1
1.2. Descrição do processo de <i>steam cracking</i> da Repsol Polímeros.....	4
1.3. Enquadramento dos objectivos do trabalho.....	9
1.3.1. Rede de vapor do processo de <i>Steam Cracking</i>	10
1.3.2. Sistemas de Refrigeração.....	13
1.3.2.1. Ciclos de refrigeração da Repsol.....	17
1.3.3. Secção de Baixas Temperaturas da Repsol.....	19
2. Materiais e Métodos.....	23
2.1. Simulação e Optimização do Processo.....	23
2.1.1.1. Escolha do Modelo Termodinâmico.....	23
2.1.2. Operações Unitárias – Convergência.....	26
2.1.3. Alteração da carga processual.....	31
2.1.4. Casos de Estudo.....	31
3. Apresentação e discussão de resultados.....	33
3.1. Casos de Estudo.....	33
4. Conclusões.....	67
5. Trabalho Futuro.....	69
Bibliografia.....	71
Anexo I.....	73

Índice de tabelas

Tabela 1: Condições de operação do vapor de processo.....	11
Tabela 2: Consumo de energia (operação) de compressores.....	11
Tabela 3: Níveis de temperatura nos ciclos de refrigeração.....	17
Tabela 4: Correntes de Reciclo da secção de Baixas Temperaturas.	21
Tabela 5: Comparação entre as equações de estado Soave Redlich Kwong e Peng Robinson... 24	
Tabela 6: Matérias-primas do processo em estudo.	31
Tabela 7: Condições de operação zona fria.....	31
Tabela 8: Especificações na secção de baixas temperaturas.....	34
Tabela 9: Prioridade de minimização dos caudais de reciclo.....	35
Tabela 10: Caudais de reciclo atribuídos ao caso base para realização dos casos de estudo.	39
Tabela 11: Temperaturas da corrente de C_2 à saída dos permutadores <i>kettle</i> nas baixas temperaturas.	41
Tabela 12: Δ consumo de energia do compressor de gás bruto.....	46
Tabela 13: Consumo de energia do compressor de etileno, registado em cada caso.	47
Tabela 14: Consumo de energia do compressor de propileno, registado em cada caso.....	48
Tabela 15: Δ da energia total consumida pelos 3 compressores em relação ao caso base	49
Tabela 16: Entalpias de vapor.....	49
Tabela 17: HPII <i>saving</i>	51
Tabela 18: Importações previstas no orçamento de 2014	52
Tabela 19: Consumo de HPII e Índice Energético.....	53
Tabela 20: Casos estudados para a introdução do novo permutador do tipo <i>Cold Box</i>	55
Tabela 21: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador <i>cold box</i> e consumos dos compressores de etileno e propileno.....	55
Tabela 22: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo <i>cold box</i> , relativamente ao caso base.....	56
Tabela 23: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador <i>cold box</i> e consumos dos compressores de etileno e propileno.....	58
Tabela 24: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo <i>cold box</i> , relativamente ao caso base.....	59
Tabela 25: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador <i>cold box</i> e consumos dos compressores de etileno e propileno.....	61
Tabela 26: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo <i>cold box</i> , relativamente ao caso base.....	61
Tabela 27: Casos estudados para alteração do nível de etileno no permutador E3301.....	63
Tabela 28: Condições de operação de design da Coluna desetanisadora.....	73

Tabela 29: Condições de operação de design da coluna desmetanisadora.....	73
Tabela 30: Condições de operação de design da coluna C2 splitter.....	74
Tabela 31: Condições de operação de design da coluna despropanisadora	74
Tabela 32: Condições de operação de design da coluna de lavagem de polímeros	75
Tabela 33: Condições de operação de design da coluna C3 stripper	75
Tabela 34: Condições de operação de design da coluna C3 splitter 1.....	76
Tabela 35: Condições de operação de design da coluna C3 splitter 2.....	76
Tabela 36: Condições de operação de design da coluna desbutanisadora.....	77

Índice de figuras

Figura 1: Constantes de velocidade da reacção para alguns hidrocarbonetos.....	5
Figura 2: Esquema Fornalha de <i>Cracking</i> (Coelho, et al.).....	6
Figura 3: Diagrama de blocos da unidade de <i>steam cracking</i>	8
Figura 4: Ilustração da rede de vapor do <i>steam cracking</i>	11
Figura 5: Equipamentos chave de um ciclo por compressão de vapor. (McPherson).....	13
Figura 6: O objectivo de uma máquina frigorífica é retirar o calor Q_F de um meio frio. (A. Çengel, et al.).....	14
Figura 7: Esquema e diagrama T-s de um ciclo frigorífico ideal de compressão de vapor. (A. Çengel, et al.).....	14
Figura 8: Diagrama P-h do ciclo frigorífico ideal por compressão de vapor. (A. Çengel, et al.)	15
Figura 9: Esquema e diagrama T-s do ciclo frigorífico real por compressão de vapor. (A. Çengel, et al.).....	16
Figura 10: <i>kick-back</i> nos ciclos de compressão.....	18
Figura 11: Ilustração da secção de Baixas Temperaturas e Separação de H_2	19
Figura 12: Representação esquemática do permutador do tipo <i>kettle</i> . (Das, 2012).....	20
Figura 13: Representação esquemática do permutador do tipo <i>cold box</i>	20
Figura 14: Representação da divisão da corrente de C2- em Reciclo e Alimentação à coluna desmetanisadora.....	21
Figura 15: Escolha do <i>Property Package</i> no simulador.....	25
Figura 16: PFD do simulador.....	25
Figura 17: Permutador de múltiplas correntes (especificações).....	26
Figura 18: Representação de permutadores de caixa e tubos com fluido refrigerante.....	27
Figura 19: Compressor (especificações).....	27
Figura 20: Spreadsheet referente à hidrogenação de C2.....	28
Figura 21: Hidrogenação de C3.....	29
Figura 22: Coluna de destilação (especificações).....	30
Figura 23: Separação de Hidrogénio no separador D3304.....	33
Figura 24: Representação da corrente de reciclo na saída da secção de baixas temperaturas.....	34
Figura 25: Composição de hidrogénio na saída do D3304 em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.....	36
Figura 26: Composição de etileno e temperatura na corrente de topo da T3401 em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.....	37

Figura 27: Temperatura da corrente de reciclo à saída das baixas temperaturas em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.....	38
Figura 28: Representação esquemática do arrefecimento da corrente de C_2 utilizando etileno refrigerante.....	40
Figura 29: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 1 a 6.....	42
Figura 30: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 7 a 12.....	43
Figura 31: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 13 a 18.....	43
Figura 32: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 19 a 24.....	44
Figura 33: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 25 a 30.....	44
Figura 34: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 31 a 36.....	45
Figura 35: Caso Base para introdução do permutador E330X.....	54
Figura 36: <i>Design</i> proposto para introdução do permutador E330X.....	55
Figura 37: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem o novo permutador.....	56
Figura 38: PFD do caso base referente à introdução do novo permutador <i>kettle</i>	57
Figura 39: Introdução de um novo permutador do tipo <i>kettle</i>	57
Figura 40: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem o novo permutador.....	59
Figura 41: Caso base para substituição do nível de etileno no permutador E3301.....	60
Figura 42: <i>Design</i> para substituição do nível de etileno no permutador E3301.....	60
Figura 43: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem alteração do nível de etileno no permutador E3301.....	62
Figura 44: Introdução de dois novos permutadores: 1 cold box + 1 kettle.....	62
Figura 45: Representação esquemática do HC4001 no ciclo de etileno.....	64
Figura 46: Variação do consumo de energia no compressor de etileno em função do aumento do caudal a passar pelo permutador E4005.....	65
Figura 47: Variação da temperatura do etileno no HC4001 em função da variação do caudal no E4005.....	66
Figura 48: Variação da temperatura de alimentação do E4006 em função do caudal no E4005.....	66

1. Introdução

1.1. Motivação

A Repsol Polímeros é um complexo petroquímico integrado, que produz olefinas e poliolefinas.

A produção de olefinas é realizada através do processo de *steam cracking*. De uma forma muito sucinta, estes produtos são obtidos elevando uma corrente constituída por nafta, etano, propano ou butano a 800-860°C durante alguns segundos, por acção catalítica de vapor de água, seguindo-se para uma zona de arrefecimento rápido e posteriormente para uma zona de separação das diferentes olefinas obtidas. A fábrica está dividida em duas zonas designadas zona quente e zona fria. É na zona fria que é obtido o etileno e o propileno. O objectivo deste trabalho é a optimização energética da zona fria.

Este processo tem tido um contributo importante no crescimento de indústrias petroquímicas nas últimas décadas. No entanto, nos últimos tempos tem ocorrido uma grande variação de preços que levam a uma necessidade crítica de rentabilizar a operação. (Lliyias, et al.)

O aumento dos preços das matérias-primas bem como a redução do valor do produto final, devido à forte concorrência na área dos plásticos, levam a uma grande necessidade de otimizar a operação da unidade de *steam cracking*. (Szabolcs, et al., 2008)

Este processo é influenciado por muitos parâmetros e variáveis que implicam um grande consumo energético, sendo de interesse a sua optimização de modo a não haver gastos desnecessários. A optimização energética é feita a partir dos consumos base respeitantes a 2013 tendo em conta as projecções de consumo energético para 2014. Nesta unidade intitulam-se por HVCs (High Value Chemicals) o etileno, propileno, 1,3-butadieno, benzeno e hidrogénio.

Na zona de baixas temperaturas do processo, que antecipa a coluna desmetanisadora, estão estrategicamente colocadas quatro correntes, denominadas correntes de reciclo que com as suas temperaturas muito baixas possibilitam, através de trocas de energia, obter hidrogénio e metano com a qualidade pretendida. No entanto, no arrefecimento desta secção é necessário utilizar ainda um fluido refrigerante, o etileno, proveniente do ciclo de compressão. É um facto que ter um caudal mais elevado nas correntes de reciclo implica uma poupança de energia pelo compressor de etileno, mas por outro lado ao ser aumentada uma destas correntes está-se a baixar o caudal que segue para produção.

O compressor de gás bruto é um grande consumidor de energia desta unidade e trata-se do equipamento que recebe os reciclos da secção de Baixas Temperaturas. Pretende-se deste modo encontrar qual a melhor combinação de caudais que deve percorrer as quatro correntes de

reciclo de forma a satisfazer a secção de Baixas Temperaturas mas que minimize a necessidade de consumo de vapor da fábrica.

O gás-bruto obtido à saída das fornalhas é bruscamente arrefecido de 800-860°C para cerca de 370-470°C, nos permutadores de altas temperaturas, produzindo vapor de alta pressão (HPI) de cerca 480°C e 100 bar. É este vapor que alimenta a turbina do compressor de gás bruto que baseado no princípio de expansão de vapor resulta em HPII a 44 bar e em condensação em vácuo.

O HPII então obtido alimenta a turbina do compressor de etileno mas, por não ser suficiente ao processo o caudal que resulta da expansão de HPI, é necessária a importação desta utilidade da central termoelétrica. Na turbina de etileno, o HPII por sua vez expande para vapor de média pressão, MP, a 14,5 bar, por controlo de pressão. O MP e o vapor de baixa pressão, LPI, de 5 bar, servem de alimentação à turbina do compressor de propileno onde o condensado obtido é enviado para vácuo.

O LPI e o LPII de 3 bar são gerados no trem de *quench*, podendo o primeiro ser importado da central termoelétrica, em caso de necessidade.

Neste momento o controlo das correntes de reciclo é feito por controladores de caudal (FC), manipulados a partir da sala de controlo pelos operadores de modo a cumprir as necessidades do processo. Os operadores possuem dois meios para realizar o controlo: o primeiro, e mais eficiente, trata-se de uma aplicação sofisticada da AspenTech – Aspen DMCplus (*Dynamic Multifunctional Controller*) que permite ajustar os caudais de modo a minimizá-los até ser obtido o valor mínimo de qualidade especificado para o hidrogénio; o segundo é um sistema DCS (*Distributed Control System*) da Honeywell, direccionado para controlo automático. O controlo avançado disponibilizado pela Aspen permite, através de modelos linearizados, determinar o valor de caudal óptimo para cada corrente definindo um *setpoint* e minimizando o valor total de reciclo ao compressor de gás bruto. O sistema DCS utiliza uma *range*, determinada em estudos de engenharia, que permite saber em que intervalos de valores se podem encontrar os caudais de reciclo. Quando a aplicação se encontra a funcionar indica ao sistema DCS o valor de *setpoint* a aplicar. Caso a aplicação não se encontre activa, o operador da sala de controlo aplica o *setpoint* manualmente dentro da *range* definida no DCS.

O tema desta dissertação teve origem na necessidade da empresa analisar a eficiência energética da zona fria desta unidade e concluir sob os pontos que possam provocar uma redução do consumo energético e diminuir perdas de produto.

Para realizar este estudo foi feito um modelo de toda a zona fria do processo com o apoio do simulador Aspen HYSYS versão 7.3.

A simulação em HYSYS foi realizada utilizando dados de *design* para que fosse possível prever o comportamento dos equipamentos. Após concluída a simulação base, esta pode ser usada como ferramenta para prever o desempenho da unidade processual para qualquer

composição e carga de alimentação. Esta possibilidade permite perspectivar a utilização destes modelos computacionais, como uma ferramenta sistemática capaz de providenciar informação prévia do modo como a fábrica deve ser operada, de forma a rentabilizar a alimentação introduzida ao sistema, considerando simultaneamente os custos operatórios associados.

Pretende-se estudar este processo para uma produção de cerca de 900 t/dia de etileno com uma alimentação de 3 fornalhas a propano (60 t/h), 3 fornalhas a nafta e 1 fornalha a etano. De modo a ser possível obter a composição que alimenta a zona fria do processo utilizou-se como ferramenta o Aspen PIMS (*Process Industry Modeling System*) que se trata de um *software* da AspenTech que permite analisar os preços actuais de matérias-primas e produto final, devolvendo parâmetros de operação que permitem obter o melhor resultado económico possível. Neste caso, é introduzido no modelo as matérias-primas pretendidas e dos vários cenários reproduzidos extrai-se aquele que traduz o cenário desejado para a realização deste estudo.

1.2. Descrição do processo de *steam cracking* da Repsol Polímeros

A Repsol Polímeros é um complexo petroquímico integrado, que produz olefinas e poliolefinas. Este complexo localizado em Sines, é o único produtor de poliolefinas em Portugal. A companhia usa o porto de Sines para realizar importações e exportações.

A unidade de *steam cracking* presente neste complexo realizou o seu primeiro arranque em 1981 pela Companhia Nacional Petroquímica (CNP) e tem como objectivo principal a produção de HVCs. Este está preparado para usar como matéria-prima, em sete fornalhas, nafta, propano e butano e utiliza mais uma exclusivamente para etano.

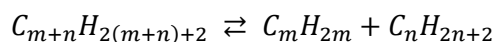
No seu conjunto, uma instalação *steam cracking* compreende duas zonas principais: uma zona denominada quente, onde a matéria-prima é craqueada, e uma nomeada zona fria, onde os produtos formados na zona quente são separados e purificados.

Este estudo incide essencialmente sob a zona fria que se divide nas seguintes secções:

- Pré-arrefecimento e Secagem de Gás Bruto;
- Desetanizadora – Separação de C_2^-/C_3^+ ;
- Hidrogenação de C_2 ;
- Baixas Temperaturas e Separação de H_2 ;
- Desmetanizadora – Separação de C_1/C_2 ;
- Separação de Etileno/Etano, C_2 Splitter;
- Ciclo de Etileno Refrigerante;
- Ciclo de Propileno Refrigerante;
- Despropanizadora – Separação C_3/C_4
- Lavagem de Polímeros;
- Rectificação de C_3 ;
- Separação C_3 – Propileno/Propano;
- Desbutanizadora – Separação C_4/C_5^+ .

A produção de olefinas tem origem no processo *steam cracking*, que consiste em fazer passar por serpentinas colocadas em fornalhas uma mistura de hidrocarbonetos saturados e elevá-los a 800-860°C num tempo de residência compreendido entre 0,1 e 0,5 segundos.

As reacções químicas envolvidas neste processo são numerosas e complexas. Numa primeira fase, ocorrem as reacções primárias de *cracking*, onde as moléculas da alimentação são convertidas em hidrocarbonetos com menor peso molecular. Posteriormente, ocorrem as reacções secundárias, onde os hidrocarbonetos obtidos nas reacções primárias são convertidos noutros. As reacções de *cracking* consistem na quebra de ligações químicas Carbono-Carbono, de hidrocarbonetos com elevado peso molecular, originando hidrocarbonetos com uma cadeia de carbonos menor.



Equação 1: Reacção de *cracking*

Tal como a alimentação, a severidade com que se opera nas fornalhas, é também um factor importante que influencia a composição do produto final, ou seja, ao elevar-se a temperatura de *Cracker* está a favorecer-se a produção de etileno, enquanto menor severidade produz maior quantidade de propileno e butadieno. Na figura 1 é possível observar-se como varia a constante de velocidade da reacção em função da temperatura em alguns hidrocarbonetos.

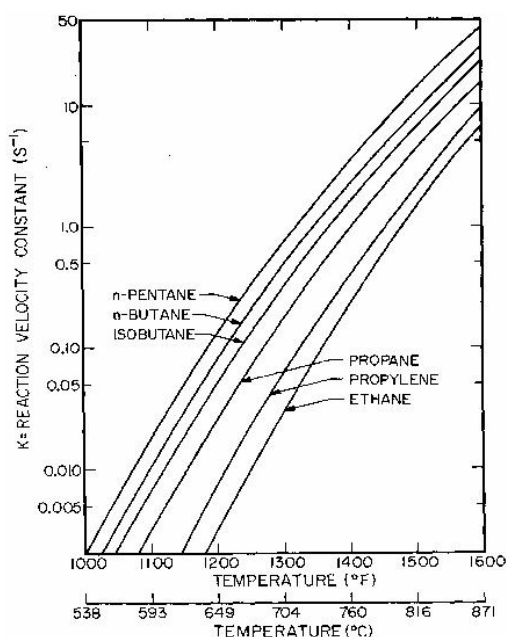


Figura 1: Constantes de velocidade da reacção para alguns hidrocarbonetos.

A figura 2 representa um esquema do percurso realizado pela matéria-prima nas fornalhas. A mistura que sai a partir destas, após o arrefecimento em permutadores de altas temperaturas, TLX^{TS}, é então enviada para uma coluna de fraccionamento primário, T2001, onde é feito o fraccionamento das fracções pesadas que vão constituir o *quench-oil*. Este, após passar por um trem de permutadores, é usado no acerto de temperatura da alimentação desta coluna e exportado como fuel óleo de pirólise (FOP).

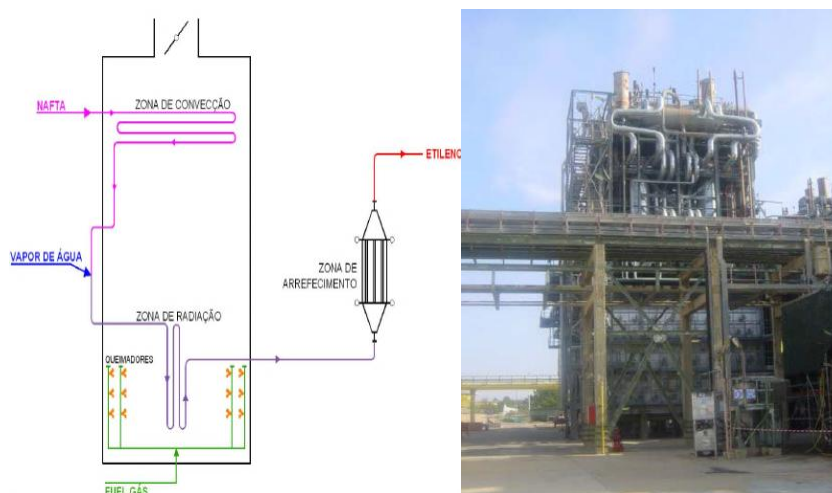


Figura 2: Esquema Fornalha de *Cracking* (Coelho, et al.)

Pelo topo da T2101 sai o gás bruto que é enviado a um compressor centrífugo de cinco andares, C2401. A figura 3 descreve de uma forma sucinta o processo.

O gás-bruto, proveniente da compressão do 5º andar, alimenta a zona fria da fábrica começando pela zona de pré-arrefecimento e secagem onde vão surgir as alimentações da coluna desetanizadora, T3101.

A coluna T3101 é alimentada por duas correntes líquidas e por uma corrente gasosa. Pelo topo é obtida a fracção C_2^- e pelo fundo a fracção C_3^+ .

Seguiremos o processo da fracção C_2^- , corrente de topo da T3101, deixando para mais tarde a corrente do fundo C_3^+ .

Parte do produto de topo é condensado no acumulador D3101, sendo a fase líquida enviada como refluxo à T3101 e a fase gasosa enviada à hidrogenação de C_2 , que se pretende selectiva, à sua transformação em etileno (C_2H_4), com um mínimo de transformação em etano (C_2H_6).

A corrente de C_2^- , agora hidrogenada e a cerca de $-32^\circ C$, tem de ser bastante arrefecida ($\approx -146^\circ C$) para que se possa condensar o metano (CH_4) e obter o hidrogénio (H_2), com o grau de pureza adequado. Este arrefecimento é realizado por permutadores na secção de baixas temperaturas. Os condensados obtidos nos diferentes acumuladores desta secção vão alimentar a coluna desmetanizadora, T3401. É no último acumulador desta secção, D3304, que é feita a separação do metano e do hidrogénio sendo o primeiro enviado como refluxo ao topo da T3401.

A coluna T3401 recebe a corrente C_2^- e, já isenta de hidrogénio, separa pelo topo o metano, constituindo o produto de fundo uma mistura rica em etileno e etano.

O metano obtido na corrente de topo é usado como combustível na corrente de fuel-gás das fornalhas, na alimentação aos pilotos das flares, na regeneração de secadores e na coluna de Stripping.

O produto de fundo é enviado para alimentação do C2 Splitter, T3801.

A coluna T3801 separa o etileno do etano, constituindo o primeiro a corrente de topo e o principal produto da unidade. O etano, que é o produto de fundo é enviado como reciclo para alimentação a uma das fornalhas.

A corrente C_3^+ , saída no fundo da T3101, constitui a alimentação à coluna despropanisadora T5001/2.

Na T5001/2 faz-se a separação dos componentes mais pesados pelo fundo, C_4^+ , contendo a corrente de topo os componentes mais leves, C_3 .

A corrente C_3 contém componentes indesejáveis – contaminantes, tais como metilacetileno e propadieno, MAPD, havendo por isso a necessidade de os eliminar por hidrogenação, obtendo-se assim um melhor aproveitamento em propileno, no qual são transformados aqueles componentes.

Após a hidrogenação a fracção C_3 é enviada para uma coluna de remoção de polímeros/oligómeros, T5401, seguida da coluna de rectificação de C_3 , T5501, onde é reduzido o teor de hidrocarbonetos leves, resultantes do excesso de hidrogénio à Hidrogenação de C_3

A separação do propano (C_3H_8) e do propileno (C_3H_6) é feita nas colunas C3 Splitter (T5601 e T5602). O produto de topo da primeira é enviado para armazenagem de propileno enquanto o fundo desta vai alimentar a T5602 onde o produto de topo resulta também em propileno e a corrente de fundo é composta por propano.

A corrente de fundo da coluna despropanisadora T5002 constitui a alimentação da coluna desbutanisadora, T6001. Esta coluna separa a fracção C_4 dos restantes componentes mais pesados. A corrente de topo é constituída principalmente por 1,3-butadieno (C_4H_6) e butenos (C_4H_8) e é matéria-prima para a fábrica de Butadieno. A corrente do fundo, C_5^+ , alimenta a unidade de hidrogenação de gasolinas. (Instrução de Operação., 2013)

1.3. Enquadramento dos objectivos do trabalho

As baixas temperaturas de um sistema de refrigeração são uma fonte de energia extremamente necessária no processo de produção de olefinas, uma vez que para que seja possível a sua separação é necessário arrefecer bastante as correntes que servem de alimentação às colunas de destilação. No entanto, estes sistemas de frio, consomem uma grande quantidade de energia. A diminuição da necessidade de fluido refrigerante pode-se traduzir numa grande melhoria em relação ao balanço energético do processo. Assim, é importante analisar as diferentes permutas de energia possíveis entre secções do mesmo, de modo a verificar se é possível reduzir o consumo deste recurso. (Hackl, et al., 2012)

1.3.1. Rede de vapor do processo de *Steam Cracking*

O vapor é uma das utilidades mais usadas na indústria nomeadamente em equipamentos onde é necessária troca térmica. Geralmente o vapor é utilizado para esta finalidade por apresentar as seguintes características:

- É uma utilidade gerada a partir da água que é um fluido de baixo custo, seguro e abundante;
- É facilmente transportado por tubagens podendo percorrer grandes distâncias entre os pontos de geração e os pontos de consumo;
- Permite armazenar e transportar uma quantidade de calor razoável, a uma temperatura satisfatória à maioria dos processos industriais. (Bizzo)

O vapor industrial é produzido em caldeiras que necessitam de combustível para promover a vaporização da água. No caso da Repsol os combustíveis utilizados são gás natural, fuel gás ou fuel óleo de pirólise.

Estes combustíveis por serem derivados do petróleo têm vindo a sofrer aumentos no seu preço ao longo dos anos o que leva a que o preço por tonelada de vapor também sofra este aumento. Atendendo a esta realidade e tendo em conta que esta utilidade é indispensável para o funcionamento dos processos, cada vez se torna mais importante a adopção de medidas que levem à redução do consumo de vapor e da quantidade de combustível necessária para a sua produção.

O processo de *Steam Cracking* implica um grande consumo de vapor, mas uma vez que este também garante a sua produção é necessário apenas importar da central termoelétrica HPII, MP e LPI.

São conseguidos na unidade cinco níveis de vapor diferentes. A tabela 1 representa as condições desta utilidade em cada nível e o seu intervalo de produção em t/h. A produção de vapor depende da carga que no momento está a ser feita às fornalhas. O valor tabelado relativamente ao HPII apenas inclui a quantidade de vapor gerada na expansão de HPI e não tem em conta a quantidade importada da central.

Tendo em conta os diferentes tipos de operação existem variações nas quantidades e no consumo de energia em cada equipamento. A tabela 2 indica a potência de *design* dos três equipamentos que implicam maior consumo de vapor na unidade.

A rede de vapor está ilustrada na figura 4.

Tabela 1: Condições de operação do vapor de processo.

Utilidade	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Quantidades (t/h)
HPI (high pressure I)	100	480	140 – 180
HPII (high pressure II)	44	370	75 – 100
MP (medium pressure)	14,5	260	40 – 75
LPI (low pressure I)	5	150	0 – 13
LPII (low pressure II)	3	130	8 – 20

Tabela 2: Consumo de energia (operação) de compressores.

Turbina	Potência (kW)
Compressor gás bruto	17 000 – 25 000
Compressor etileno	8 000 – 12 000
Compressor propileno	3 500– 5 500

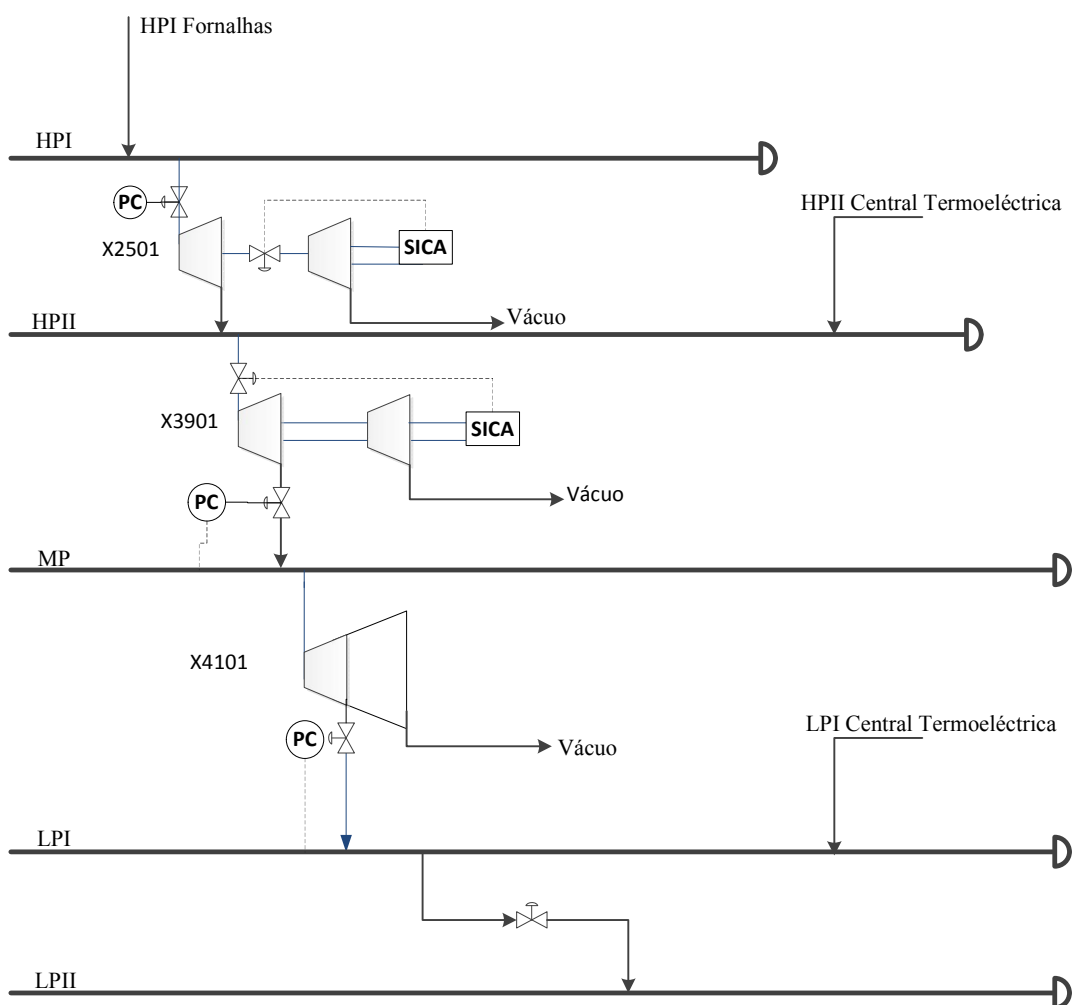


Figura 4: Ilustração da rede de vapor do *steam cracking*.

O HPI é gerado nos TLX's das fornalhas que o enviam para o sobreaquecimento na zona de convecção e para o colector de HPI. Posteriormente esta utilidade é enviada à turbina do compressor de gás bruto (X2501) onde é expandido isentropicamente a HPII, produzindo trabalho pela rotação do veio, na zona de contrapressão.

A expansão do vapor através de uma turbina resulta na conversão da energia total (entalpia) em energia cinética do vapor. A energia cinética é transformada em energia mecânica nas pás móveis.

Esta trata-se de uma turbina a vapor de exaustão e de contrapressão. Uma turbina de exaustão expande o vapor para baixas pressões, extraindo o máximo de energia possível antes de ser descarregado no condensador para vácuo. Uma turbina de contrapressão descarrega o vapor numa pressão acima da atmosférica, para uma linha de vapor, de modo a fornecer-lo a uma outra turbina ou um outro processo.

A turbina do compressor de gás bruto é composta por um controlador de velocidade que ao atingir a velocidade pretendida fecha a válvula que permite a passagem de vapor para a exaustão. Assim é obtido, na contrapressão, o HPII.

O HPII gerado na turbina do compressor de gás bruto não é suficiente para satisfazer as necessidades do processo sendo necessária a importação da central termoelétrica. Esta utilidade é utilizada na turbina de compressor de etileno (X3901) onde é reduzida a MP e vácuo.

A turbina do compressor de etileno é do mesmo tipo da descrita anteriormente, mas o controlo é realizado de modo a verificar o HPII necessário para realizar trabalho e para garantir a expansão a MP, uma vez que a turbina X3901 controla a rede de MP. Assim, o controlador de velocidade actua na válvula que regula o caudal de HPII que segue para a alimentação da turbina.

A turbina do compressor de propileno induz MP e LPI, e tratando-se apenas de uma turbina de exaustão, todo o vapor alimentado segue para o condensador. O controlo é feito de modo a que quando a turbina necessita de mais velocidade e o MP já se encontra com a sua pressão no valor máximo admitido, seja aberta a válvula de LPI para que se consiga obter a velocidade pretendida na turbina. No entanto, quando se está a operar com uma carga baixa e o MP induzido, na turbina do compressor de propileno, é excedentário em relação à velocidade necessária, reduz-se a LPI e envia-se para o colector do mesmo, de modo a poupar importações desta utilidade.

O LPI e LPII são produzidos no trem de permutadores localizados na zona quente através do aproveitamento do calor transferido. Como visto anteriormente, o LPI pode também ser importado da central termoelétrica, quando necessário.

1.3.2. Sistemas de Refrigeração

A figura 5 mostra os quatro equipamentos necessários numa unidade de refrigeração por compressão de vapor. (McPherson)

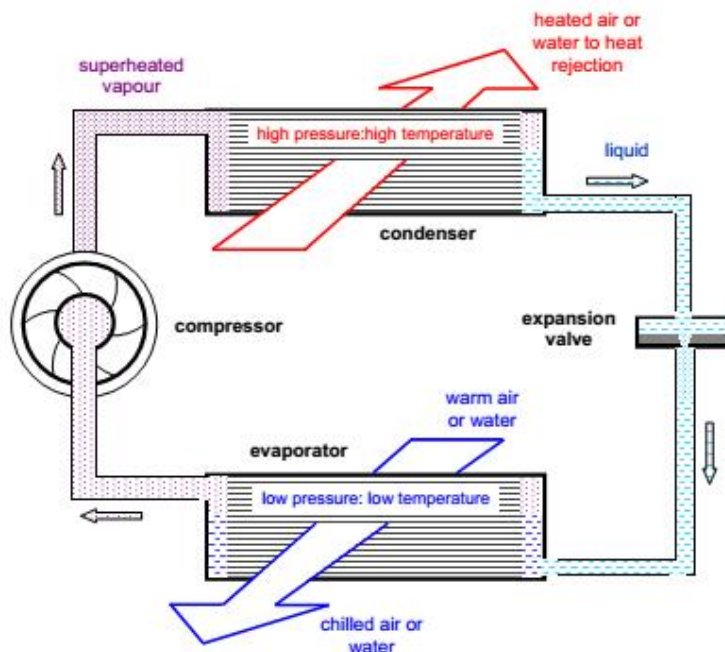


Figura 5: Equipamentos chave de um ciclo por compressão de vapor. (McPherson)

Uma das aplicações principais da Termodinâmica consiste na refrigeração, que é definida como qualquer processo que vise transferir continuamente a energia térmica de uma região de baixa temperatura para uma de maior temperatura, a partir de fornecimento de trabalho.

No ciclo por compressão de vapor, o trabalho fornecido ao compressor é utilizado para elevar a pressão e a temperatura do vapor de fluido refrigerante que chega ao compressor. Esse vapor a alta pressão e temperatura, vai para o condensador onde rejeita calor para o meio, condensando o fluido refrigerante. O líquido condensado segue em direcção a um dispositivo de expansão onde o fluido passa do estado líquido a alta pressão para uma mistura líquido-vapor a baixa pressão e temperatura. O fluido refrigerante retira, deste modo, calor do ambiente ou sistema a ser refrigerado, utilizando esse calor para se vaporizar, seguindo em direcção ao compressor, onde completa o ciclo.

Um sistema frigorífico permite fornecer as temperaturas necessárias ao processamento de produtos numa unidade. A determinação das temperaturas e pressões ideais de operação do ciclo é feita não só, pelo conhecimento das características do produto e do processo, mas também do ciclo de refrigeração e dos seus componentes. Essa escolha é fortemente influenciada pelos custos de implantação e operação.

O esquema de um sistema de refrigeração apresenta-se ilustrado na figura 6. Nesta, Q_F representa o calor retirado do espaço arrefecido à temperatura T_F , Q_Q o calor rejeitado para o espaço quente à temperatura T_Q e $W_{bal,adm}$ o balanço de trabalho admitido no sistema.

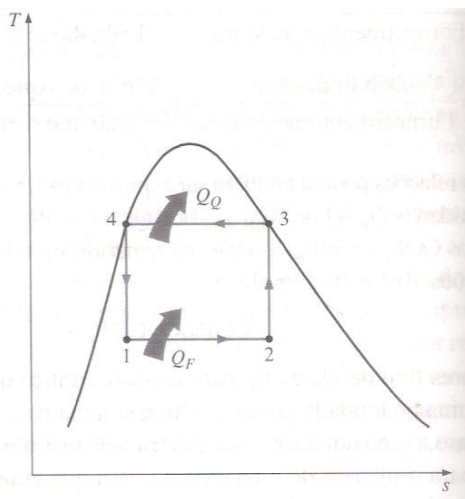


Figura 6: O objectivo de uma máquina frigorífica é retirar o calor Q_F de um meio frio. (A. Çengel, et al.)

Ciclo frigorífico ideal por compressão de vapor

O ciclo frigorífico ideal por compressão de vapor, está ilustrado esquematicamente na figura 7.

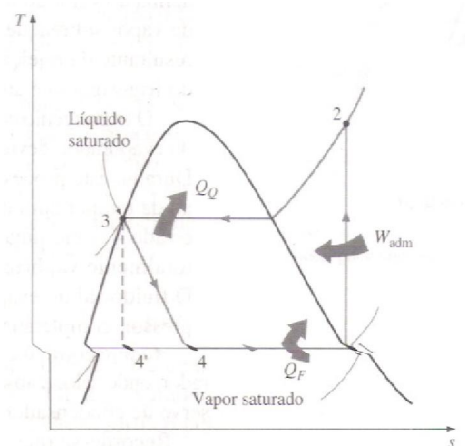


Figura 7: Esquema e diagrama T-s de um ciclo frigorífico ideal de compressão de vapor. (A. Çengel, et al.)

Este ciclo é constituído por quatro processos:

- 1-2 Compressão isentrópica num compressor;
- 2-3 Rejeição de calor a pressão constante num condensador;
- 3-4 Expansão numa válvula (Efeito Joule-Thomson);
- 4-1 Absorção de calor a pressão constante num evaporador.

Num ciclo frigorífico ideal por compressão de vapor, o refrigerante entra no compressor no estado 1 como vapor saturado, sendo comprimido isentropicamente até à pressão do condensador, e a temperatura do fluido eleva-se acima do valor do meio ambiente. O refrigerante entra no condensador na fase de vapor sobreaquecido no estado 2 e sai como líquido saturado no estado 3.

O refrigerante como líquido saturado no estado 3 é estrangulado até à pressão do evaporador, devido à passagem por uma válvula de expansão. Durante este processo, a temperatura do fluido diminui para um valor inferior ao da temperatura do meio arrefecido. O refrigerante entra no evaporador no estado 4 como uma mistura saturada, sendo totalmente vaporizado, devido à absorção de calor do espaço refrigerado. O fluido sai do evaporador como vapor saturado e entra novamente no compressor, completando o ciclo.

A área abaixo da curva do processo num diagrama T-s representa a transferência de calor de processos internamente reversíveis. A área abaixo do processo 4-1 representa o calor absorvido pelo refrigerante no evaporador, e a área abaixo de 2-3 representa o calor rejeitado no condensador.

Outro diagrama frequentemente utilizado na análise de ciclos frigoríficos por compressão de vapor é o P-h, representado na figura 8.

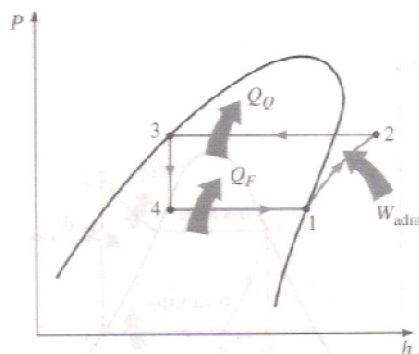


Figura 8: Diagrama P-h do ciclo frigorífico ideal por compressão de vapor. (A. Çengel, et al.)

Todos os quatro componentes associados à refrigeração por compressão de vapor são de escoamento em regime permanente, pelo que os quatro processos que compõem o ciclo podem ser analisados como tal. As variações das energias cinética e potencial são geralmente muito pequenas em relação aos termos de trabalho e de transferência de calor, podendo ser desprezadas. Assim, a equação da energia de escoamento em regime permanente por unidade de massa representa-se pela equação 2.

$$(q_{adm} - q_{sai}) + (w_{adm} - w_{sai}) = h_s - h_e$$

Equação 2

O condensador e o evaporador não envolvem qualquer trabalho, e a compressão pode ser aproximada como adiabática.

Ciclos frigoríficos reais por compressão de vapor

Um ciclo frigorífico real por compressão de vapor difere do ideal em diversas formas, devido principalmente às irreversibilidades que ocorrem nos vários componentes. Duas fontes vulgares de irreversibilidades são o atrito no fluido (provoca perdas de carga) e a transferência de calor de e para a vizinhança. O diagrama T-s de um ciclo frigorífico real por compressão de vapor encontra-se ilustrado na figura 9.

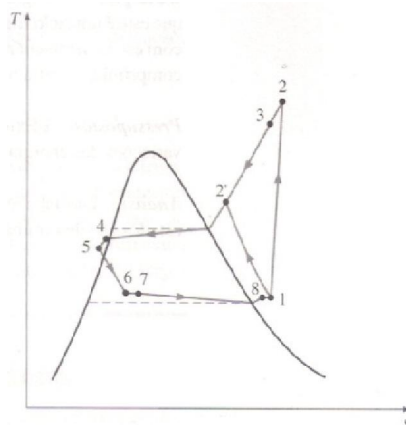


Figura 9: Esquema e diagrama T-s do ciclo frigorífico real por compressão de vapor. (A. Çengel, et al.)

Num ciclo ideal, o refrigerante sai do evaporador e entra no compressor como vapor saturado. Na prática, pode não ser possível controlar o seu estado de um modo tão preciso. Em vez disso, é mais fácil projectar o sistema, de modo a garantir que o refrigerante se encontre totalmente vaporizado e sobreaquecido para não partir as pás, quando entra no compressor. A corrente que liga o evaporador ao compressor é geralmente extensa, e a perda de pressão provocada pela perda de carga no fluido e a transferência de calor da vizinhança para o refrigerante podem ser muito significativas. O resultado do sobreaquecimento, ganho de calor na corrente e perda de carga no evaporador e na corrente, é o aumento do volume específico que eleva o valor da potência a fornecer ao compressor, visto que o trabalho de escoamento em regime permanente é proporcional ao volume específico. (A. Çengel, et al.)

1.3.2.1. Ciclos de refrigeração da Repsol

A indústria petroquímica utiliza sistemas de refrigeração de grande porte.

Como visto anteriormente, dos vários meios que têm sido desenvolvidos para refrigeração de processos, o mais comum, e utilizado pela Repsol, é o ciclo de refrigeração por compressão a vapor.

Neste processo são utilizados dois ciclos de refrigeração: etileno e propileno, onde cada um destes produz três níveis de temperaturas diferentes (tabela 3). O ciclo de propileno é um circuito fechado enquanto o ciclo de etileno se trata de um circuito aberto onde o etileno produzido no splitter de C2 não necessário como refrigerante no processo, segue para produto final.

Tendo em conta a carga de *design*, são produzidas cerca de 410 000 t/ano de etileno e cerca de 220 000 t/ano de propileno, considerando o reprocessamento de RGP (Refinery Grade Propylene). Para uma severidade P/E (propileno/etileno) = 0,45, e para a mesma produção de etileno, é possível obter cerca de 185 000 t/ano de propileno.

Tabela 3: Níveis de temperatura nos ciclos de refrigeração

Ciclo Refrigerante	Nível 1	Nível 2	Nível 3
etileno	-100	-80	-53
propileno	-35	-15	12

O sistema de refrigeração da Repsol é constituído por diversos equipamentos entre eles compressores, válvulas, vaporizadores, permutadores de calor, separadores. Os refrigerantes são geralmente comprimidos em vários andares do compressor, seguidos pela expansão que dá origem a uma temperatura mais baixa (efeito Joule-Thomson).

Os compressores de etileno e propileno apresentam correntes de retorno de caudal de um andar para outro anterior a esse denominadas *kick-back* ou *anti-surge*. Estas têm como função controlar, através de controladores de caudal, se os andares do compressor estão a receber uma quantidade suficiente de gás na sua aspiração de modo a estes não entrarem em *surge*, (figura10).

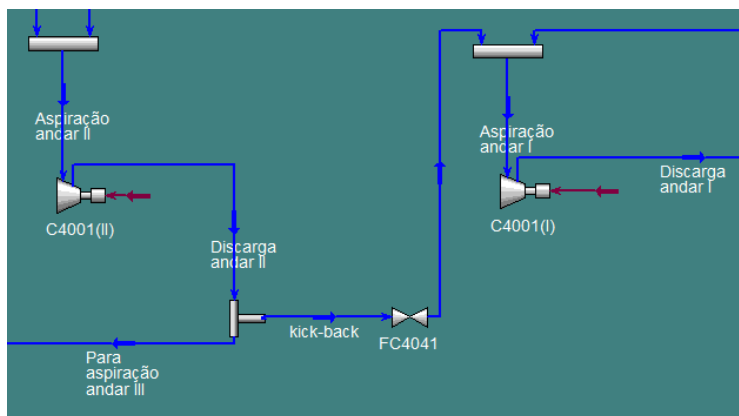


Figura 10: *kick-back* nos ciclos de compressão.

1.3.3. Secção de Baixas Temperaturas da Repsol

A secção de baixas temperaturas tem como função arrefecer a corrente de C_2^- proveniente da hidrogenação de C_2 , de modo a ser possível separar o hidrogénio e o metano do etileno e etano.

A corrente C_2^- , antes de alimentar a coluna desmetanisadora, é arrefecida em várias fases e diferentes tipos de equipamentos através de transferência de calor realizada entre correntes frias e quentes. Esta transferência de energia térmica (entalpia) é feita em dois tipos de permutadores de calor denominados *kettle* e *cold box*. A figura 11 ilustra todos os equipamentos e correntes principais que constituem a secção de Baixas Temperaturas e Separação de H_2 .

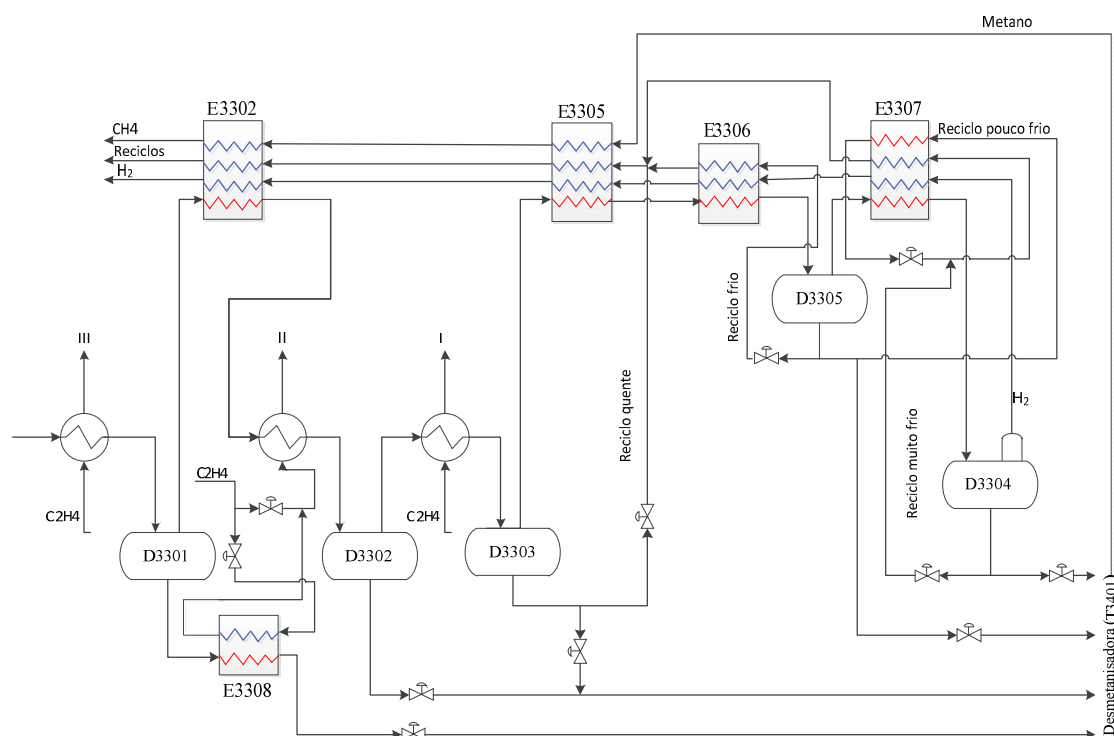


Figura 11: Ilustração da secção de Baixas Temperaturas e Separação de H_2 .

Os permutadores *kettle* são utilizados na vaporização do etileno proveniente do ciclo de compressão. A vaporização é promovida pelo efeito de Joule-Thomson. Este trata-se de um fenómeno associado ao arrefecimento numa expansão adiabática (escoamento de um gás através de uma válvula). Este escoamento é isentálpico, definindo-se o coeficiente de Joule-Thomson, μ_{JT} , pela equação 3.

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_H$$

Equação 3

O *design* destes permutadores permite uma maior transferência de calor entre os fluidos em relação aos permutadores comuns de casco e tubos.

Como é possível ver na figura 12, o invólucro deste tipo de permutador tem um diâmetro superior ao do feixe de tubos e o espaço disponível para o vapor fica na parte superior do reservatório. Normalmente, o líquido frio que entra no permutador está próximo do seu ponto de ebulição. Este tipo de permutador não possui as habituais chicanas utilizadas no suporte de feixe de tubos, sendo estes suportados por deflectores completos. O feixe de tubos é composto por duas passagens na entrada e na saída, a partir de uma placa de tubos, e é submerso no reservatório onde se encontra o líquido. Geralmente, a corrente quente entra por cima e após percorrer o feixe de tubos sai por baixo na mesma direcção da entrada. A corrente fria (fluido refrigerante) entra líquida na parte inferior do casco do *kettle* e sai vaporizada pela parte superior. (Das, 2012)

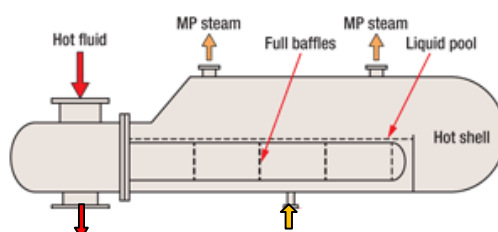


Figura 12: Representação esquemática do permutador do tipo *kettle*. (Das, 2012)

Os permutadores *cold box* (figura 13) são utilizados no processamento de gás de baixas temperaturas, permitindo a troca de energia entre múltiplas correntes frias e quentes. Nesta secção, o ΔT sentido entre as correntes frias e quentes varia entre os 30 e os 50°C.

Estes permutadores são bastantes úteis no processo, uma vez que nas condições do mesmo, para ser possível a separação do metano e do hidrogénio, da corrente de C_2^- , com a qualidade pretendida, são necessárias temperaturas muito baixas. Deste modo, é possível aproveitar as correntes de hidrogénio e metano já separados, como correntes frias para transferir calor à corrente quente de C_2^- . Estes permutadores utilizam ainda como correntes frias, correntes de reciclo, da corrente de C_2^- , criadas propositadamente para este efeito.

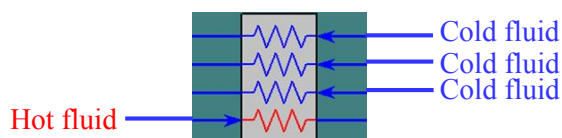


Figura 13: Representação esquemática do permutador do tipo *cold box*.

Existem quatro correntes de reciclo sendo que cada uma delas é controlada por um controlador de caudal (FC) que actua na sua respectiva válvula. Estas são controladas automaticamente a partir da sala de controlo. Na tabela 4 é possível verificar a diferença

entalpica entre cada um dos fluidos de reciclo, o que permite perceber que cada um destes tem um “poder” refrigerante diferente.

Como ilustrado na figura 14, as correntes de reciclo resultam de parte dos condensados obtidos nos 3 últimos acumuladores da secção de Baixas Temperaturas, sendo os remanescentes enviados como corrente de alimentação à coluna desmetanisadora.

A coluna desmetanisadora tem 44 pratos reais e é alimentada em quatro deles (pratos 25, 31, 35 e 44). A alimentação ao prato 44 é composta essencialmente por metano e é considerada a corrente de refluxo da coluna.

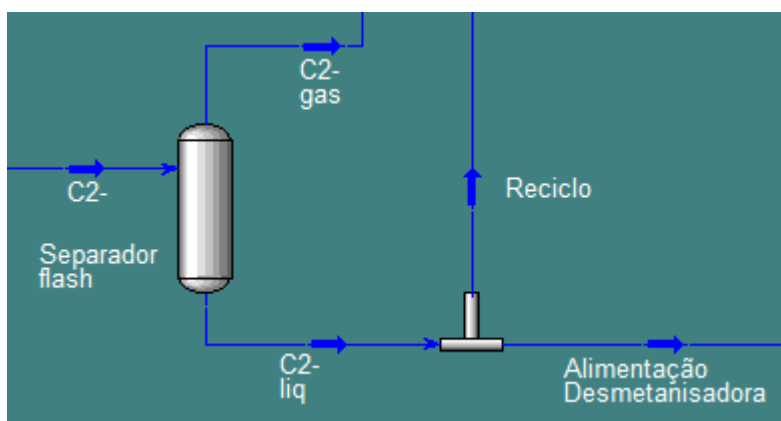


Figura 14: Representação da divisão da corrente de C2- em Reciclo e Alimentação à coluna desmetanisadora.

Tabela 4: Correntes de Reciclo da secção de Baixas Temperaturas.

Controlador	Entalpia (kcal/kmol)	Denominação
FC3308	-8526	Reciclo quente
FC3307	-17320	Reciclo pouco frio
FC3311	-17320	Reciclo frio
FC3312	-20460	Reciclo muito frio

Estas correntes de reciclo após fornecerem frio a esta secção são enviadas ao compressor de gás bruto.

A variação dos caudais das quatro correntes de reciclo tem uma grande influência no processo na medida em que ao estar a sobrecarregar o compressor com esta corrente está-se também a diminuir a capacidade para receber o gás bruto fresco, o que pode levar a uma diminuição da carga ao processo. Outro aspecto negativo que a utilização excessiva destas correntes tem é o aumento do consumo de vapor da turbina do compressor de gás bruto. No entanto os caudais de reciclo ao servirem de refrigerante da corrente de C₂ estão a diminuir a necessidade de consumo de etileno refrigerante e consequentemente diminui também a necessidade de HPII na turbina do compressor de etileno.

2. Materiais e Métodos

2.1. Simulação e Optimização do Processo

Actualmente, a simulação assistida por computador é uma das mais importantes ferramentas tecnológicas de processos químicos, a qual é amplamente utilizada não só na fase de projecto mas também durante a fase de operação das unidades.

Para a simulação do processo do *steam cracking* da Repsol é utilizado o simulador Aspen HYSYS v7.3 da AspenTech, que se trata de um *software* de concepção e optimização de modelos de processos.

Não existe nenhum modelo termodinâmico universal que permita reproduzir rigorosamente o comportamento de todas as espécies, em todas as condições e para todas as transformações. Na selecção do *fluid package* mais adequado é necessário ter em consideração as especificidades particulares de cada modelo e ponderar a sua aplicabilidade ao processo que pretendemos construir.

2.1.1.1. Escolha do Modelo Termodinâmico

Para óleos, gases e aplicações petroquímicas, a equação de estado Peng Robinson (PR) é geralmente o *Property Package* recomendado numa larga gama de condições. Esta equação descreve rigorosamente a maior parte dos sistemas mono, bi e trifásicos com elevado grau de eficiência e rigor.

A equação de estado Peng Robinson surgiu quatro anos depois da publicação da equação Soave Redlich Kwong (SRK) apresentando alterações adicionais em relação a esta, na intenção de melhorar o ajuste dos valores experimentais na zona crítica e em volumes molares de líquidos. Na tabela 5 é possível comparar estas duas equações.

A equação PR tem como principais características:

- Intervalo mais amplo de condições de operação;
- Maior número de componentes, tanto hidrocarbonetos como não-hidrocarbonetos.
- Em condições de misturas utiliza coeficientes de interacção binários (k_{ij}), obtidos em dados experimentais;
- Gera directamente, tal como a equação SRK, todos os valores das propriedades termodinâmicas e dados de equilíbrio;
- Não possibilita a utilização de misturas líquidas não-ideais de compostos polares.

Este modelo tem sido implementado para diferentes funções alfa e tem sido estendido de modo a incluir regras avançadas para misturas assimétricas.

Tabela 5: Compara o entre as equa es de estado Soave Redlich Kwong e Peng Robinson

	Soave Redlich Kwong	Peng Robinson
	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)}$ $Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0$	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)}$ $Z^3 + (1-B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$
$b =$	$\sum_i^N x_i b_i$	$\sum_i^N x_i b_i$
$b_i =$	$0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$	$0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$
$a =$	$\sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$	$\sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$
$a_i =$	$a_{ci} \alpha_i$	$a_{ci} \alpha_i$
$a_{ci} =$	$\alpha_i 0.42748 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}$	$0.457235 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}$
$\alpha_i^{0.5} =$	$1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$	$1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$
$m_i =$	$0.48 + 1.574\omega_i - 0.176\omega_i^2$	$0.37464 + 1.54226\omega_i - 0.26992\omega_i^2$ $\omega_i > 0.49$ $0.379642 + (1.48503$ $- (0.164423$ $- 1.016666\omega_i)\omega_i$
$A =$	$\frac{aP}{(RT)^2}$	$\frac{aP}{(RT)^2}$
$B =$	$\frac{bP}{RT}$	$\frac{bP}{RT}$

O par metro α trata-se de uma fun o temperatura (equa o 4) e permite melhorar a correla o da press o de vapor de um componente puro. (2012)

$$\alpha_i(T_{ci}) = 1.0$$

Equa o 4

A figura 15 mostra o separador do *software* que permite seleccionar o *property package* pretendido para a simula o.

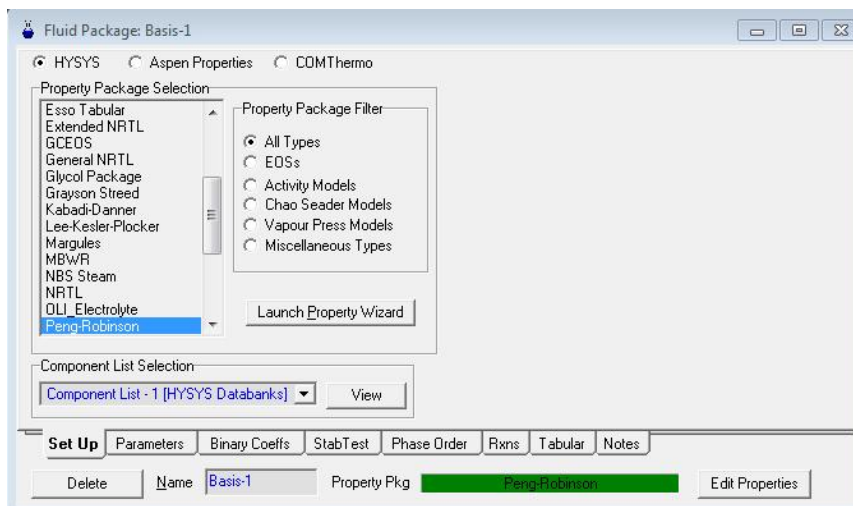


Figura 15: Escolha do *Property Package* no simulador

Após a escolha dos compostos existentes do processo e do pacote de propriedades adequado ao mesmo é então possível iniciar o *Process Flow Diagram*, PFD do simulador (figura 16).

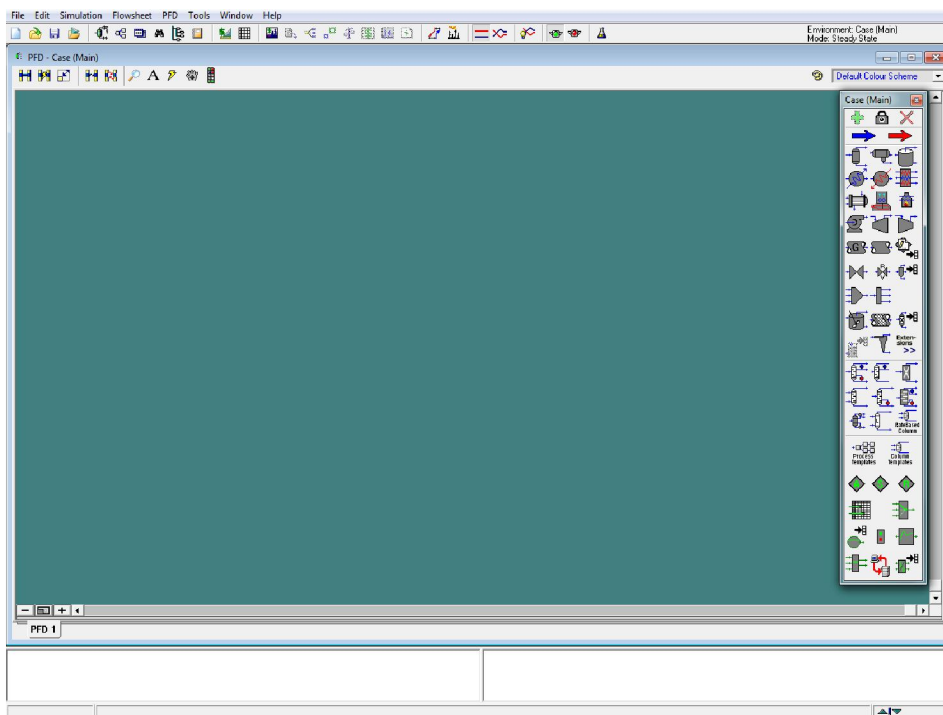


Figura 16: PFD do simulador.

2.1.2. Operações Unitárias – Convergência

Para a execução da simulação da unidade em estudo foram aplicadas diversas operações unitárias. Cada uma destas foi escolhida de modo a desempenhar, o mais semelhante possível, a função do equipamento correspondente.

Esta simulação foi baseada nos valores do balanço de massa e condições chave de operação, definidos no projecto CREEP, pela empresa de engenharia Technip.

É importante salientar que as especificações de convergência atribuídas aos equipamentos foram pensadas de modo a que ao ser alterada a carga da fábrica a simulação respondesse automaticamente a esta mudança e não fosse necessária a intervenção manual na mesma. São tidos como exemplo:

- Permutadores de múltiplas correntes, *cold box*;
- Permutadores de caixa e tubos;
- Compressores;
- Reactores de conversão;
- Colunas de destilação.

Um permutador com múltiplas correntes, ao lhe ser fixa uma temperatura numa determinada corrente, não lhe permite reagir a alterações no processo. Assim, na maioria dos casos, para responder ao número de graus de liberdade do equipamento e permitir a convergência do mesmo, foram introduzidas como especificações as variações de temperatura, ΔT , entre as correntes que passam pelo permutador. Os valores de ΔT atribuídos foram extraídos dos *data sheet* dos equipamentos. Na figura 17 segue um exemplo de como são criadas as especificações num permutador com múltiplas correntes no simulador.

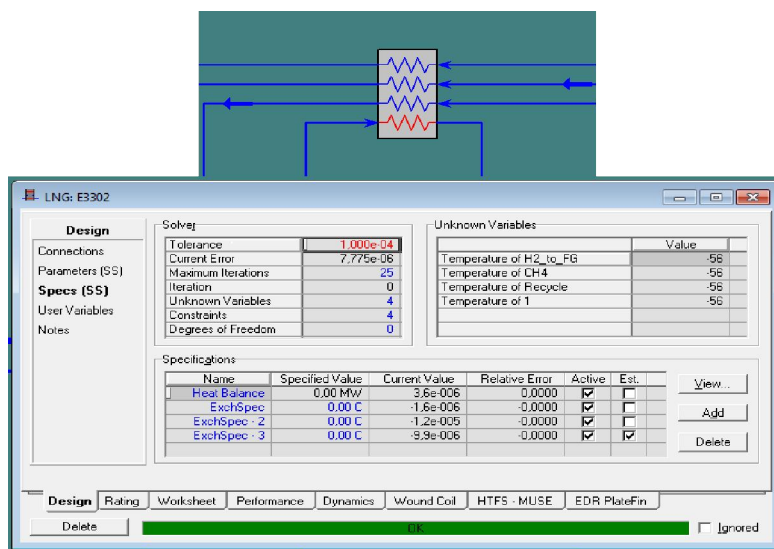


Figura 17: Permutador de múltiplas correntes (especificações).

Para permutadores de caixa e tubos que utilizam etileno e propileno como refrigerante, assim como para os reboilers das colunas desmetanisadora e splitter de C2 onde é liquefeito etileno, foi necessário encontrar uma alternativa na simulação que calculasse as necessidades de caudal destas correntes no processo. Para tal, foram criados, para cada permutador onde o etileno e o propileno iriam aplicar as suas capacidades refrigerantes, permutadores (*heater*) com o objectivo de vaporizar o etileno/propileno, funcionando dois permutadores como se fosse apenas um. Este *heater* converge ao ser-lhe aplicada a corrente de energia gerada no arrefecimento da corrente quente e indicando que na sua corrente de saída se pretende ter apenas gás. Com estas duas especificações o HYSYS consegue calcular a quantidade de etileno/propileno que o permutador necessita para realizar o arrefecimento da corrente quente e a vaporização da corrente fria. Relativamente aos *reboilers* onde é liquefeito o etileno procedeu-se do mesmo modo, no entanto como o etileno desta vez se trata de uma corrente quente, foi criado um permutador (*cooler*) para cada um deles é indicado na corrente de saída que o etileno deve estar totalmente líquido, (figura 18).

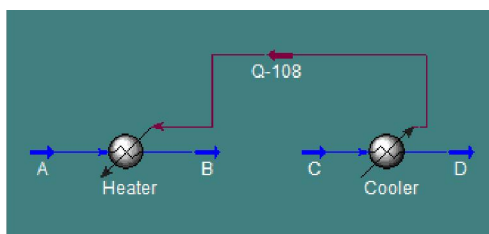


Figura 18: Representação de permutadores de caixa e tubos com fluido refrigerante.

Sendo aplicada uma corrente de aspiração a um andar de compressor, este converge ao ser atribuída a pressão que se pretende na corrente de descarga desse andar. Por defeito, cada andar do compressor assume uma eficiência adiabática de 75% calculando a eficiência politrópica, mas para que o desempenho deste se torne o mais semelhante possível da realidade introduziram-se as eficiências politrópicas de *design* em cada andar dos compressores, (figura 19).

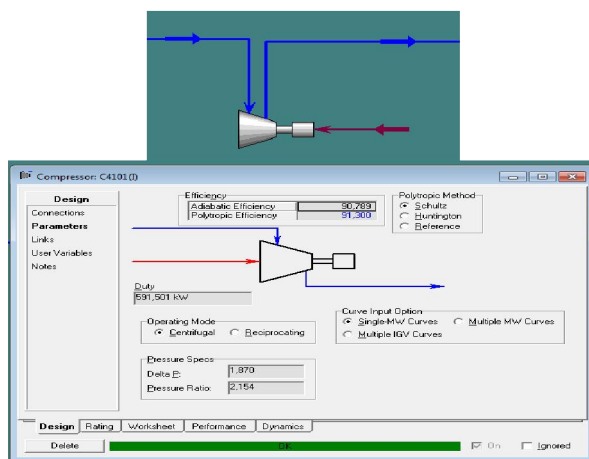
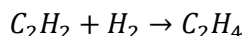
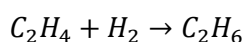


Figura 19: Compressor (especificações)

Na hidrogenação de C2 foram representados os três reactores de conversão onde se introduziram as reacções de conversão que neles ocorrem e a temperatura da alimentação de cada um deles. A partir de uma *spreadsheet* (folha de cálculo do HYSYS) foram importadas as temperaturas das correntes de alimentação e hidrogenada de cada reactor para com elas calcular a conversão que ocorre em cada reactor. A temperatura de saída depende da conversão que é atribuída a cada reacção em particular, esse ajuste foi feito até obter conversões semelhantes às praticadas na fábrica (figura 20). As reacções de conversão dadas na hidrogenação de C2 estão apresentadas nas equações 5 e 6.



Equação 5: Reacção de conversão do acetileno a etileno.



Equação 6: Reacção de conversão do etileno a etano.

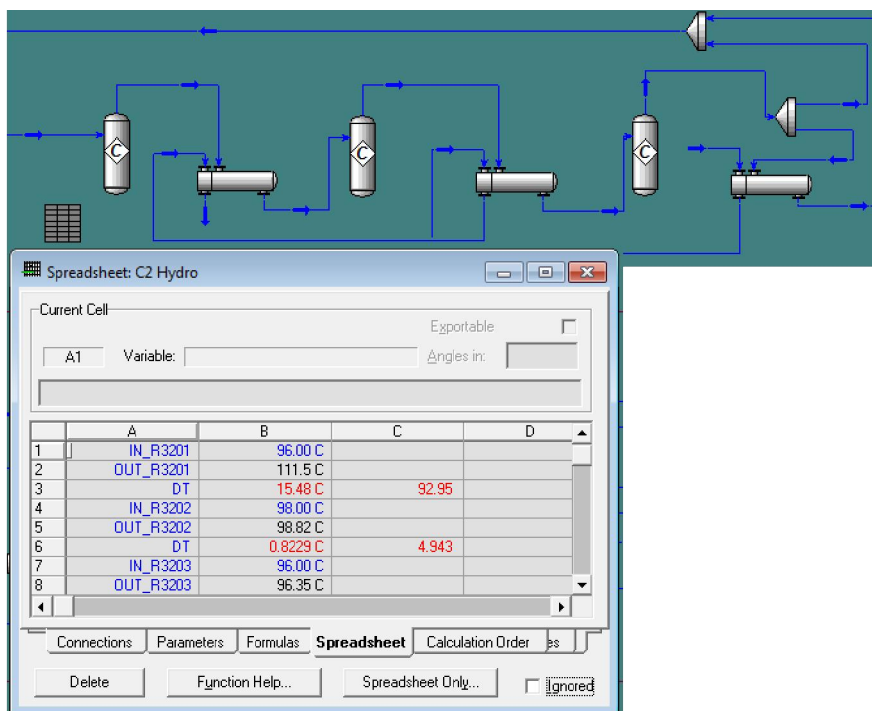
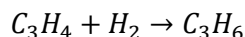
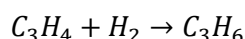


Figura 20: Spreadsheet referente à hidrogenação de C2.

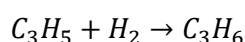
A hidrogenação de C3, tal como a hidrogenação de C2 utiliza três reactores de conversão para as suas reacções. No entanto, na simulação apenas foi desenhado um reactor que desempenha a função dos três presentes no processo, (figura 21). Este tem como objectivo converter o metilacetileno (C_3H_4) e o propadieno (C_3H_4) (MAPD) em propileno (C_3H_6). As reacções que ocorrem na hidrogenação de C3 estão apresentadas nas equações 7, 8 e 9.



Equação 7: Reacção de conversão do metilacetileno em propileno.



Equação 8: Reacção de conversão do propadieno em propileno.



Equação 9: Reacção de conversão do propileno em propano.

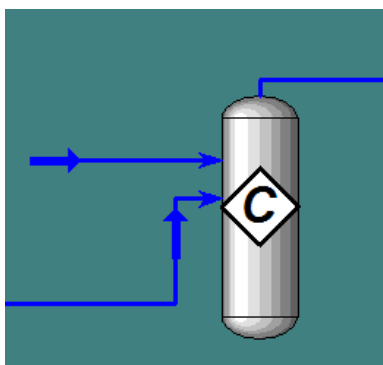


Figura 21: Hidrogenação de C3

Para que uma coluna de destilação obtenha as suas correntes de topo e fundo dentro da especificação de produto pretendida deve aplicar-se, no simulador, uma especificação por cada grau de liberdade, e esta deve corresponder à composição máxima que se admite de um ou mais compostos na corrente ou prato a indicar. Se as especificações activadas corresponderem com as condições de operação introduzidas na coluna (alimentação, número de pratos, tipo de condensador e pressões no condensador e *reboiler*), esta converge e o HYSYS calcula automaticamente as correntes de produto, bem como as de energia do condensador e *reboiler*, (figura 22).

As condições de operação das colunas de destilação aplicadas na simulação estão indicadas no anexo I nas tabelas 29, 30, 31, 32, 33, 34, 35, 36 e 37.

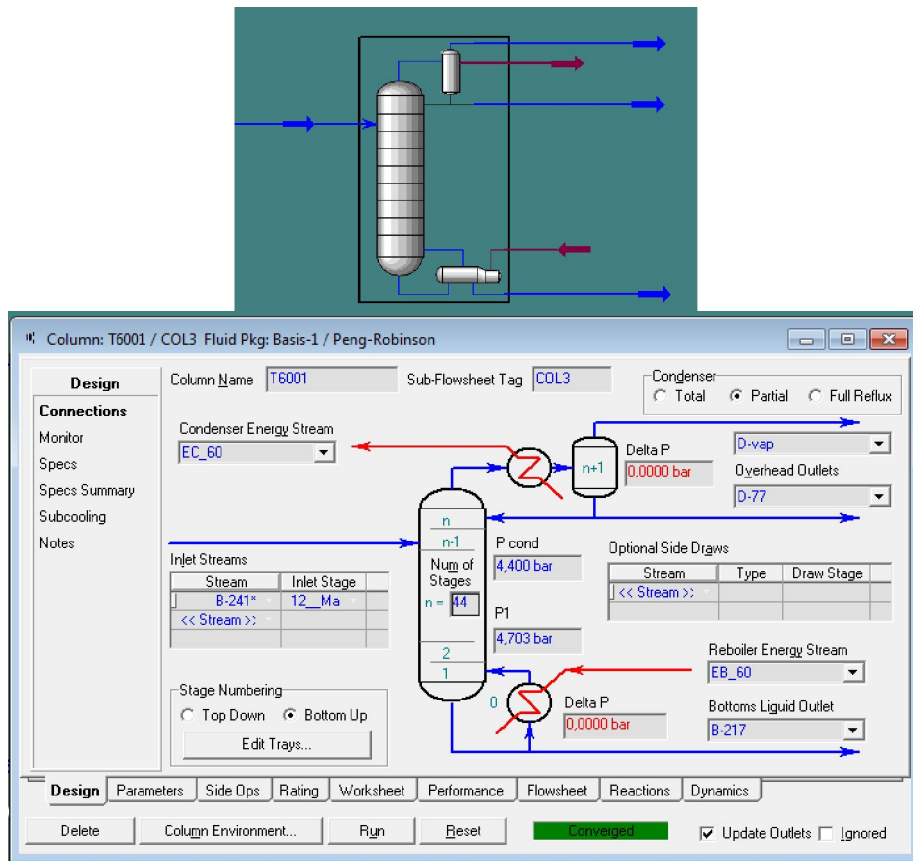


Figura 22: Coluna de destilação (especificações).

2.1.3. Alteração da carga processual

Com a simulação concluída nas condições de *design* alterou-se a composição da carga feita à zona fria, permitindo analisar o seu comportamento em diferentes condições.

A carga introduzida foi obtida pelo *cracking* das matérias-primas descritas pela tabela 6, de onde resultou uma alimentação de 123 809 Nm³/h à zona fria do processo, (tabela 7). Estas condições foram obtidas pelo simulador Aspen PIMS.

Tabela 6: Matérias-primas do processo em estudo.

Matéria-prima	Quantidade (kg/h)	Nº Fornalhas
Propano	60 000	3
Nafta Sines	37 500	3
Reciclo de etano	6 000	1

Tabela 7: Condições de operação zona fria

Carga Zona Fria (Nm³/h)	123 809
Carga Baixas Temperaturas (Nm³/h)	106 700
Pressão Baixas Temperaturas (bar a)	27,8

2.1.4. Casos de Estudo

Para analisar os resultados obtidos pelo simulador utilizou-se a ferramenta ‘*Databook*’ que permite realizar *Case Studies* onde é possível definir as variáveis dependentes e independentes que se pretende estudar. Iniciando o processo de cálculo o simulador vai, de forma sequencial, introduzir automaticamente valores nas variáveis independentes e registar os valores assumidos nas variáveis dependentes. Os resultados ficam disponíveis em forma de tabela e de gráfico. Estes estão apresentados no capítulo 3.

3. Apresentação e discussão de resultados

Neste capítulo serão descritos os resultados experimentais obtidos através de casos de estudo realizados com o auxílio do simulador para as condições de alimentação solucionadas no modelo PIMS.

No entanto, antes de iniciar qualquer análise, foi necessário validar se todas as correntes de produto obtidas na simulação se encontravam dentro da especificação pretendida na fábrica. A simulação foi validada permitindo iniciar os diversos estudos.

3.1. Casos de Estudo

Caso 1 – Influência dos caudais de Reciclo no processo;

Para perceber o comportamento da variação do caudal das correntes de reciclo criadas na secção de baixas temperaturas fez-se um caso de estudo para cada uma delas onde se analisou, em função do seu aumento de caudal, os seguintes parâmetros:

- i. %vol de hidrogénio obtido no acumulador D3304, (figura 23);

Pretende-se obter hidrogénio com uma pureza de 85%, para que a as reacções de conversão da Hidrogenação de C3 ocorram com a conversão pretendida. Este valor é controlado pela temperatura da corrente de alimentação do separador D3304 variando esta com a alteração dos caudais das correntes de reciclo.

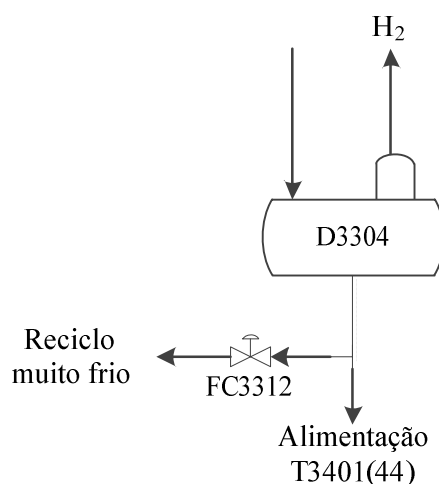


Figura 23: Separação de Hidrogénio no separador D3304.

ii. %vol de etileno na corrente de topo da desmetanisadora;

A composição de etileno na corrente de metano obtida no topo da desmetanisadora pode admitir o valor máximo de 0,45% vol. Este valor é controlado por se tratar de um dos produtos finais sendo de grande interesse minimizar perdas.

iii. temperatura da corrente de reciclo à saída das baixas temperaturas, (figura 24);

A temperatura das correntes de reciclo à saída das baixas temperaturas não é controlada, no entanto é importante acompanhar a sua variação e mantê-la entre os -56°C e os -53°C uma vez que são estas correntes que garantem grande parte do pré-arrefecimento da corrente proveniente do quinto andar do compressor de gás bruto.

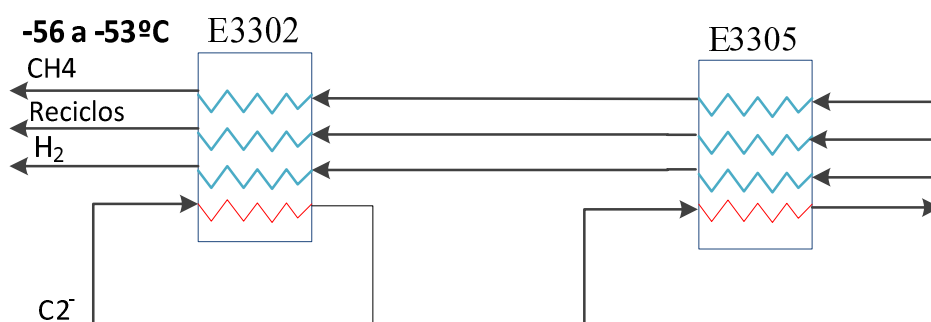


Figura 24: Representação da corrente de reciclo na saída da secção de baixas temperaturas.

Os valores atribuídos a cada caudal da corrente de reciclo têm como objectivo controlar os parâmetros anteriormente descritos com os valores especificados na tabela 8.

Tabela 8: Especificações na secção de baixas temperaturas

	Especificações
%vol H2 no D3304	Min 85
% vol C2H4 no topo T3401	Máx 0,45
Temp. no topo da T3401 ($^{\circ}\text{C}$)	-118,9 a -118,-2
Temp. de reciclo à saída das B.T. ($^{\circ}\text{C}$)	-56 a -53

Cada *Case Study* foi realizado, individualmente para cada corrente de reciclo.

Estas correntes têm diferentes entalpias e portanto uma capacidade refrigerante também diferente, ver tabela 4 em 1.3.3.

Enquanto se realizou este estudo, acompanhou-se um trabalho realizado por técnicos da AspenTech que tinha como objectivo perceber quanto varia a velocidade da turbina do compressor de gás bruto aumentando um Nm^3 de reciclo. Isto permitiu perceber qual dos

reciclos tinha maior influência em termos energéticos na turbina e que deve ser minimizado. Na tabela 9 encontram-se os resultados obtidos para cada caudal de reciclo por ordem decrescente, em relação à prioridade a minimizar.

Tabela 9: Prioridade de minimização dos caudais de reciclo.

Reciclo	Prioridade a minimizar
FC3307 (Reciclo menos frio)	1º
FC3311 (Reciclo frio)	2º
FC3312 (Reciclo mais frio)	3º
FC3308 (Reciclo quente)	4º

Assim, com estes resultados conclui-se que ao ajustar estes caudais, os caudais de reciclo quente e reciclo mais frio devem ser superiores aos restantes de modo a poupar mais energia no compressor de gás bruto. Seguiu-se então esta filosofia no ajuste destes caudais nos diversos casos estudados.

Também a *range* definida para cada corrente teve em conta os resultados da tabela 9. Uma vez que, se espera que o reciclo quente apresente caudais superiores aos restantes, este será estudado para valores mais altos. Os restantes foram estudados para uma mesma gama de valores.

i. %vol de hidrogénio obtido no acumulador D3304;

A figura 25 traduz o comportamento da composição de hidrogénio na corrente obtida na fase gasosa no separador D3304.

São as correntes de reciclo que permitem o arrefecimento da corrente que alimenta o separador onde é obtido o hidrogénio, deste modo o seu aumento deve favorecer a condensação do metano e purificação do H₂. No entanto, na figura 27 observa-se que à excepção do reciclo quente, todos os outros têm uma maior tendência de, com o seu aumento de caudal reduzir a qualidade do hidrogénio. Isto pode acontecer quando se aumenta bastante os caudais e o arrefecimento da corrente de alimentação do separador é tal que, o hidrogénio começa a condensar com o metano.

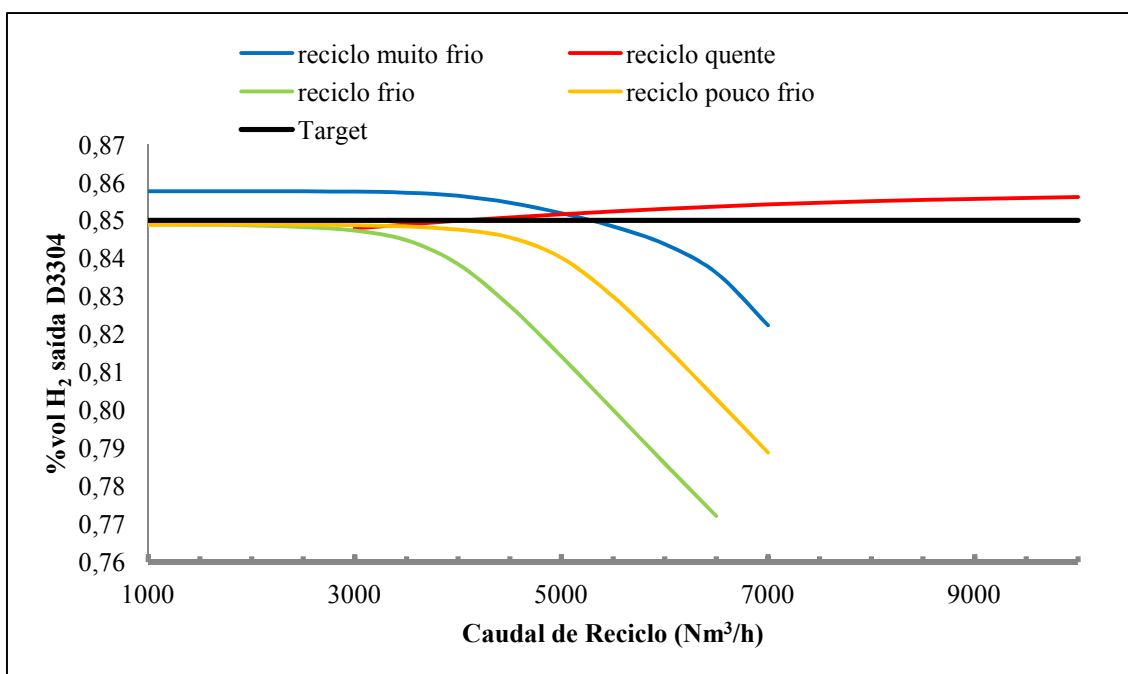


Figura 25: Composição de hidrogénio na saída do D3304 em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.

ii. %vol de etileno na corrente de topo da desmetanisadora;

O metano obtido no topo da coluna desmetanisadora (T3401) deve ser conseguido com um valor máximo de 0,45%vol de etileno. Verificou-se pela simulação que para que a corrente de metano se encontre dentro da especificação requerida, a temperatura no topo da T3401 deve estar entre os -118,9°C e os -118,2°C.

Uma vez que o caudal que serve de refluxo a esta coluna é o que resulta da corrente líquida obtida no separador D3304 que não passa pelo FC3312, tem-se que quanto maior é o caudal de reciclo, menor é o refluxo enviado à coluna. Como a corrente de refluxo pretende arrefecer a temperatura no topo da coluna, ao ser necessário mais caudal desta corrente deve fechar-se a válvula FC3312 que corresponde ao caudal de reciclo muito frio.

Pela figura 26 pode verificar-se que ao aumentar o caudal de reciclo muito frio, a temperatura no topo da desmetanisadora aumenta e consequentemente aumenta a quantidade de etileno no metano, o que comprova a afirmação anterior.

A corrente líquida obtida no separador D3305 que não segue como reciclo frio e muito frio entra no segundo prato de alimentação mais acima (prato 35). Este caudal alimentado à coluna também apresenta alguma influência no etileno obtido na corrente de metano. Assim, ao diminuir os caudais destes reciclos está-se também a diminuir a temperatura e a quantidade de etileno no topo da coluna.

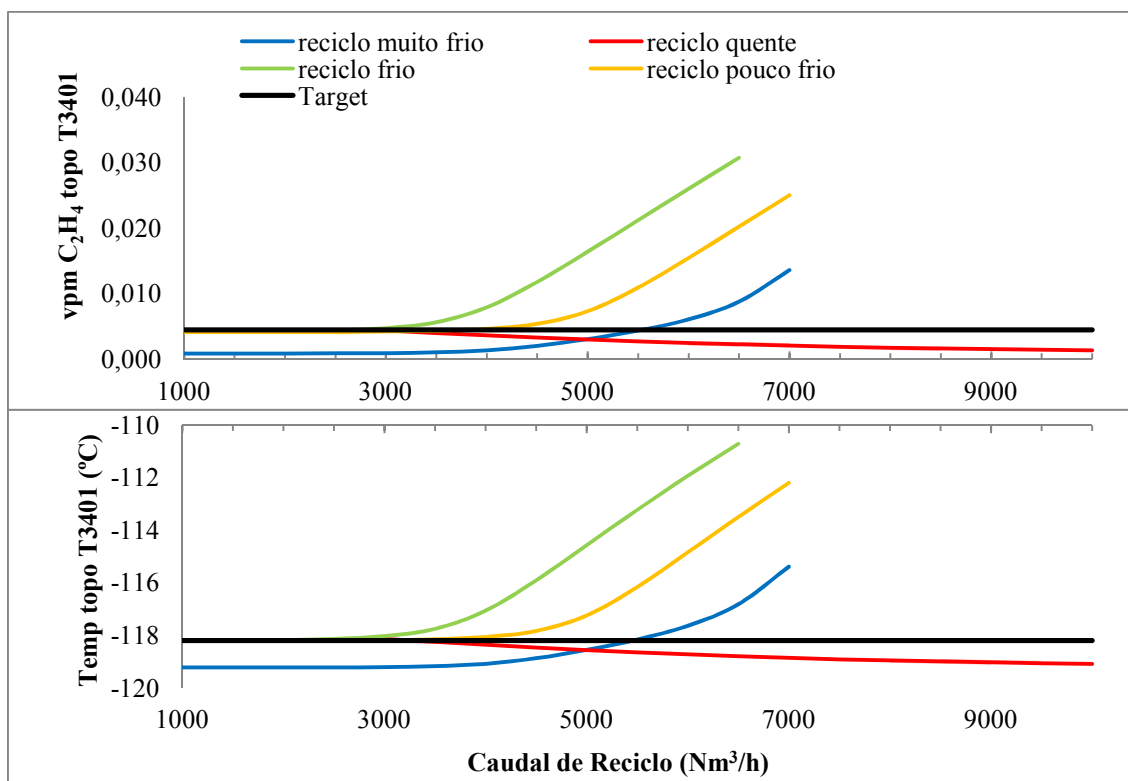


Figura 26: Composição de etileno e temperatura na corrente de topo da T3401 em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.

iii. temperatura da corrente de reciclo à saída das baixas temperaturas.

Após a realização do *case study*, cujo resultado se encontra representado na figura 27, verifica-se que aumentando o caudal em qualquer corrente de reciclo há uma diminuição da sua temperatura à saída desta secção.

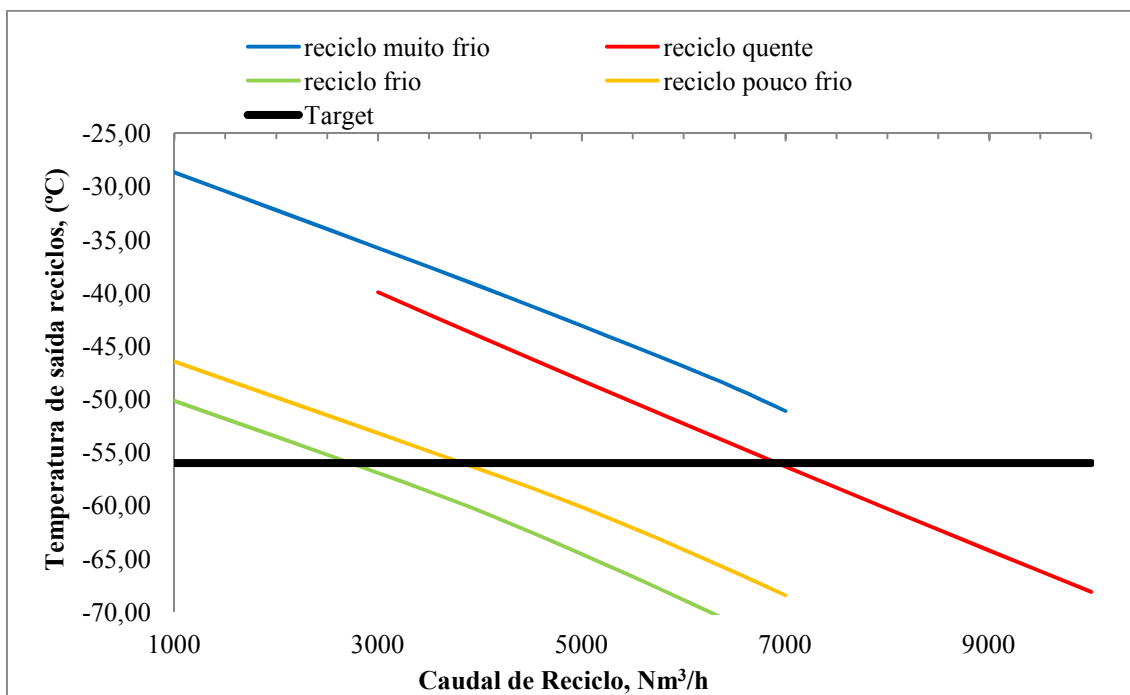


Figura 27: Temperatura da corrente de reciclo à saída das baixas temperaturas em função dos caudais das correntes de reciclo. Os resultados apresentados correspondem a 4 estudos independentes.

Após a realização destes estudos foram então ajustados os caudais de reciclo, considerando todos os parâmetros anteriormente indicados. Os valores atribuídos a estas correntes para o caso base estão apresentados na tabela 10.

Tabela 10: Caudais de reciclo atribuídos ao caso base para realização dos casos de estudo.

Reciclos	Caudal (Nm³/h)
FC3308 (Reciclo quente)	8 100
FC3312 (Reciclo muito frio)	5 500
FC3307 (Reciclo frio)	2 400
FC3311 (Reciclo pouco frio)	3 500
Total	19 500

Caso 2 – Influência das temperaturas da corrente de C_2^- nas Baixas Temperaturas

Na secção de Baixas Temperaturas existem três permutadores do tipo *kettle* que realizam o arrefecimento da corrente de C_2^- com etileno refrigerante proveniente de três níveis do ciclo de compressão (Nível -56°C , Nível -80°C e Nível -100°C). A figura 28 representa esquematicamente a secção de Baixas Temperaturas.

As temperaturas obtidas na corrente de C_2^- , pela vaporização do etileno, representam uma variação no consumo energético do compressor do mesmo. Uma vez que quanto mais frio é o arrefecimento na corrente, mais etileno refrigerante é consumido e mais energia é requerida. No entanto, estas alterações no processo implicam também que se alterem os caudais das correntes de reciclo provocando uma variação no consumo de energia do compressor de gás bruto. São estes consumos energéticos que se pretendem analisar, verificando se compensa utilizar mais etileno ou aumentar o caudal de reciclo para realizar o arrefecimento.

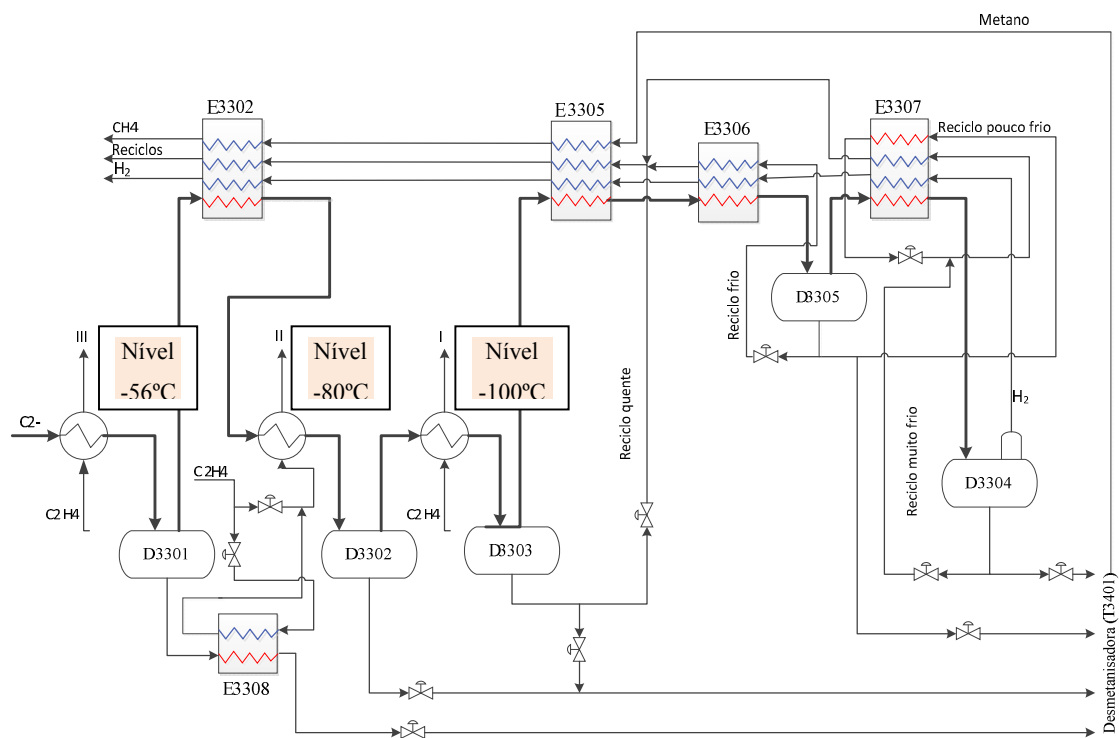


Figura 28: Representação esquemática do arrefecimento da corrente de C_2^- utilizando etileno refrigerante.

As temperaturas apresentadas na tabela 11 são as pretendidas através da vaporização do etileno refrigerante em cada um dos três permutadores do tipo *kettle*, em 36 situações diferentes.

O permutador E3301 utiliza etileno proveniente do nível -56°C , o permutador E3303 utiliza etileno de -80°C e o E3304 utiliza etileno do nível -100°C .

Tabela 11: Temperaturas da corrente de C₂ à saída dos permutadores *kettle* nas baixas temperaturas.

Caso	Temperaturas (°C)		
	E3301 (nível -56°C)	E3303 (nível -80°C)	E3304 (nível -100°C)
1 (Base Case CREEP)	-51	-75	-95
2	-51	-75	-96
3	-51	-75	-97
4	-51	-75	-98
5	-51	-75	-99
6	-51	-75	-100
7	-51	-76	-95
8	-51	-76	-96
9	-51	-76	-97
10	-51	-76	-98
11	-51	-76	-99
12	-51	-76	-100
13	-51	-77	-95
14	-51	-77	-96
15	-51	-77	-97
16	-51	-77	-98
17	-51	-77	-99
18	-51	-77	-100
19	-51	-78	-95
20	-51	-78	-96
21	-51	-78	-97
22	-51	-78	-98
23	-51	-78	-99
24	-51	-78	-100
25	-51	-79	-95
26	-51	-79	-96
27	-51	-79	-97
28	-51	-79	-98
29	-51	-79	-99
30	-51	-79	-100
31	-51	-80	-95
32	-51	-80	-96
33	-51	-80	-97
34	-51	-80	-98
35	-51	-80	-99
36	-51	-80	-100

De modo a analisar-se o impacto que as diferentes temperaturas têm no processo recorreu-se ao simulador Aspen HYSYS criando-se os vários casos a partir da simulação base e reajustando-a de modo a convergir para as condições pretendidas no processo.

O Caso 1 designou-se o caso base uma vez que a secção das baixas temperaturas desenhadas no projecto CREEP apresenta estes valores.

O compressor de gás bruto é designado por C2401, o de etileno por C4001 e o de propileno por C4101.

Após a introdução, do caso que se pretende estudar, no HYSYS seguiu-se o ajuste das correntes de reciclo, tendo-se verificado de um modo geral que quanto maior é o arrefecimento da corrente de C₂ realizado pelo etileno refrigerante menor é a necessidade de enviar caudal para reciclo. As figuras 29, 30, 31, 32, 33 e 34 descrevem os resultados obtidos.

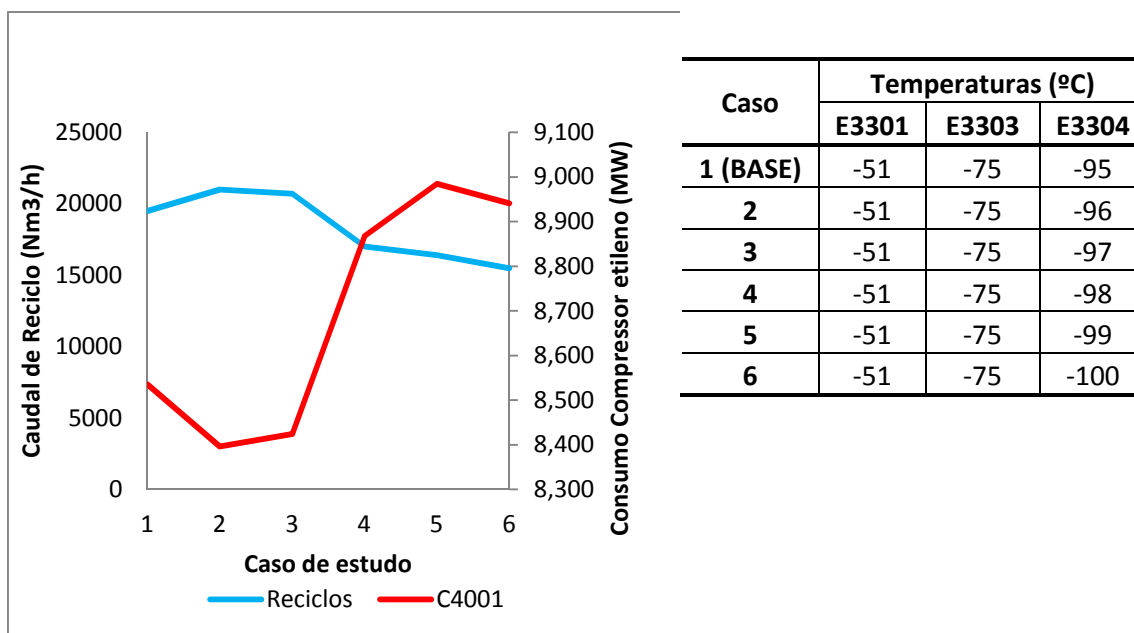


Figura 29: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 1 a 6.

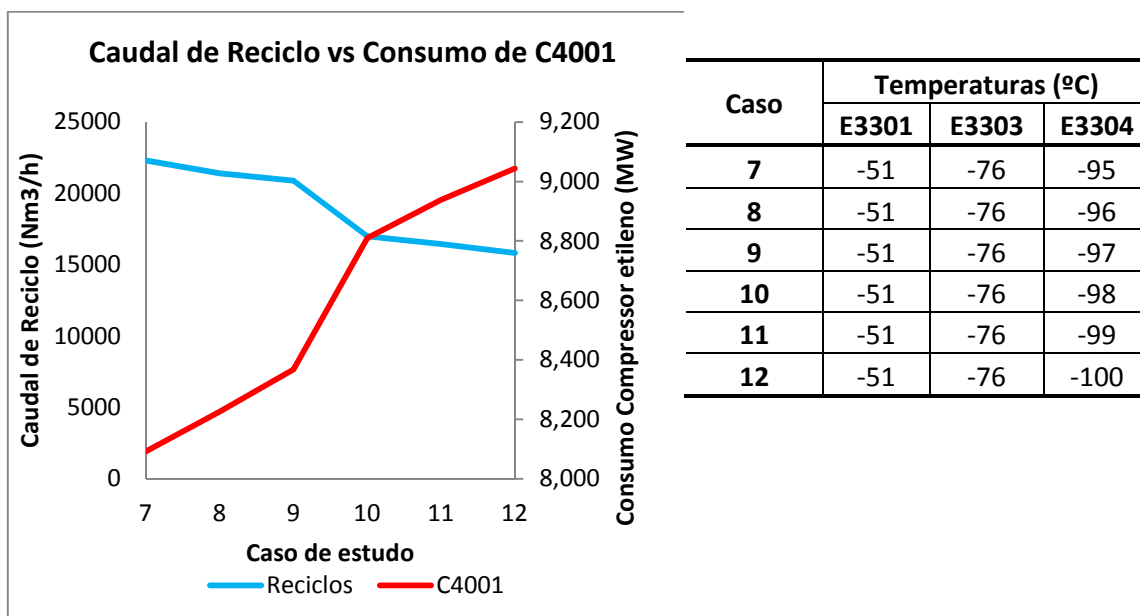


Figura 30: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 7 a 12.

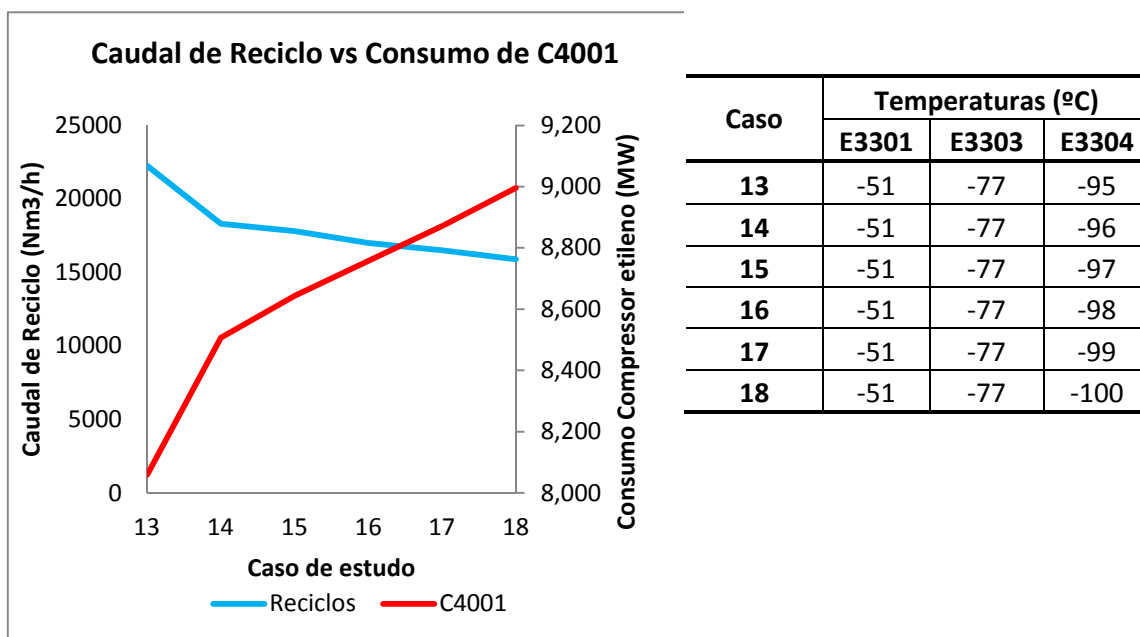


Figura 31: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 13 a 18.

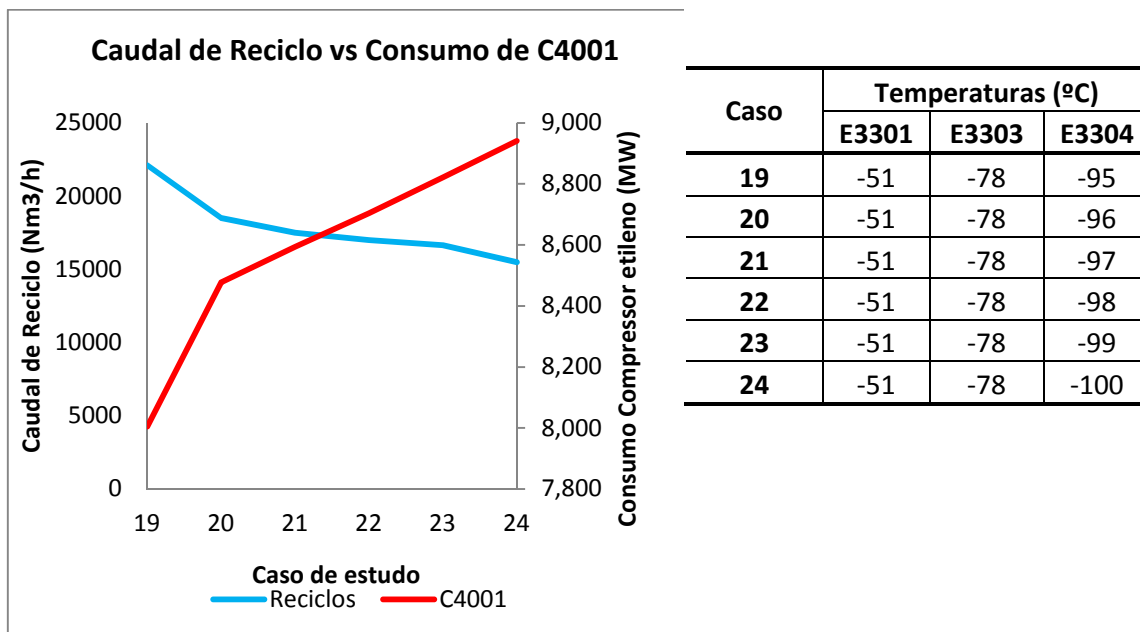


Figura 32: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 19 a 24.

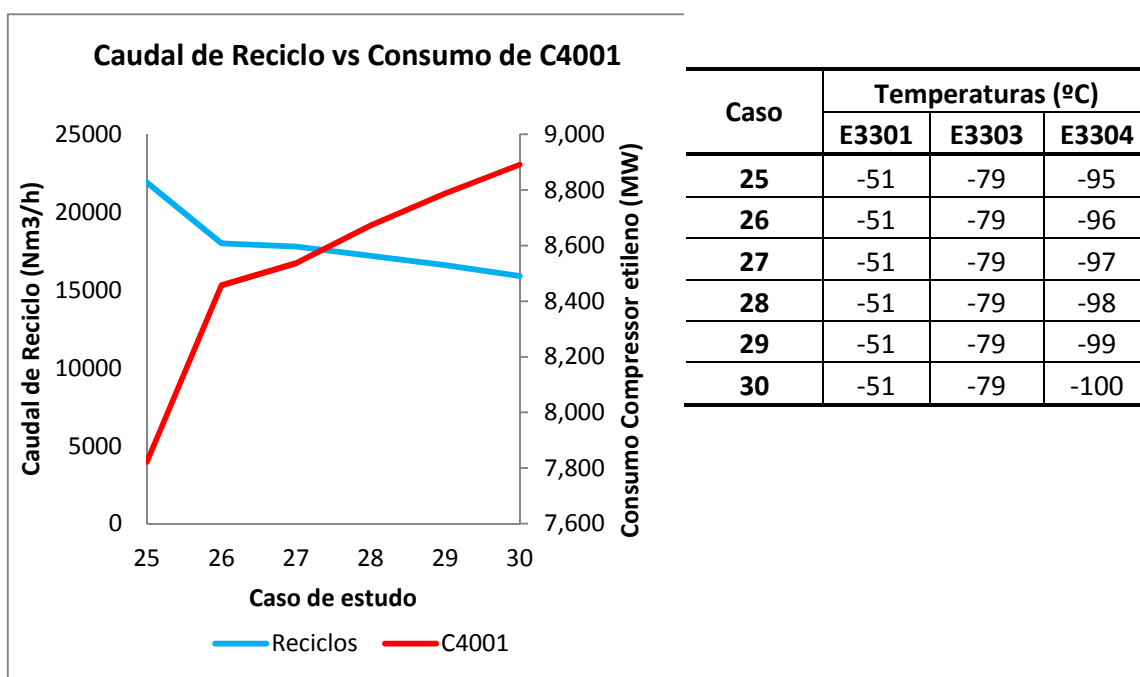


Figura 33: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 25 a 30.

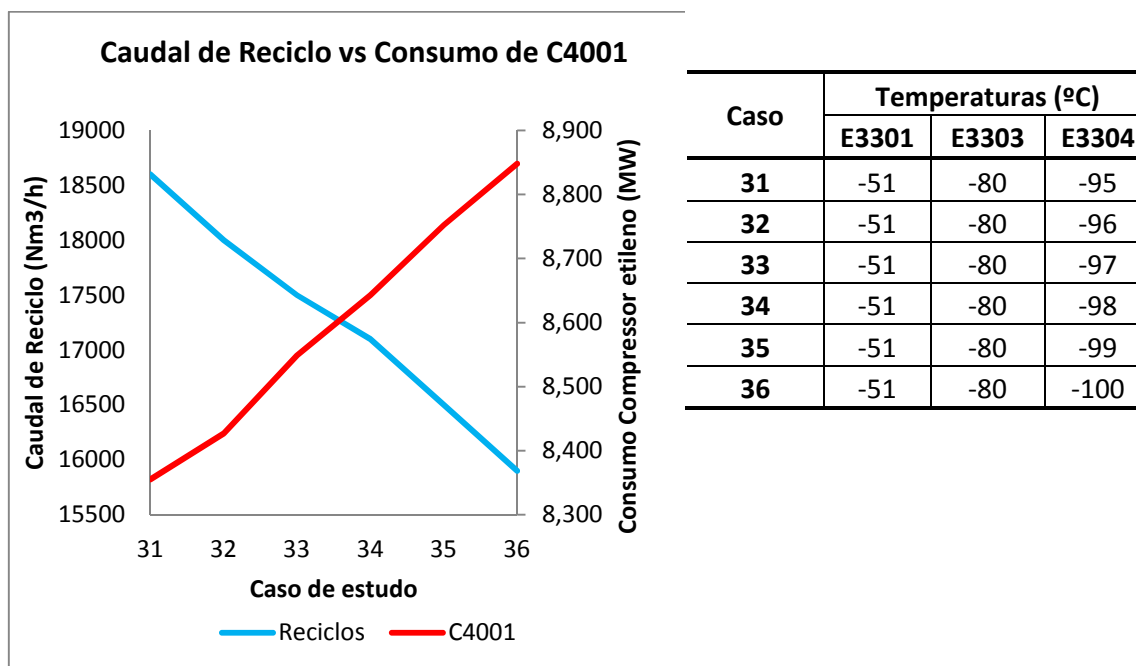


Figura 34: Comparação da variação do caudal da corrente de reciclo em relação ao consumo do compressor de etileno (C4001) para os casos de 31 a 36.

Uma vez que o compressor de gás bruto não foi simulado não foi possível registar os valores do seu consumo energético. No entanto, uma vez que a corrente inicial da zona fria resulta da descarga do quinto andar do compressor de gás bruto, é possível a partir da solução PIMS, fazer a razão entre o valor cedido pelo PIMS para o consumo energético do compressor de gás bruto nas condições de alimentação pedidas e o caudal de alimentação à zona fria. O resultado obtido utilizou-se como valor de referência do consumo de energia do compressor por cada Nm^3 de reciclo que entra na aspiração do primeiro andar.

A equação 10 traduz o cálculo efectuado.

$$\text{Base PIMS: } \frac{\text{consumo compressor de gás bruto}}{\text{carga zona fria}} = \frac{18,79}{123\,809} \frac{\text{MW}}{\text{Nm}^3/\text{h}} = 0,152 \text{ kwh/Nm}^3$$

Equação 10

A partir do resultado obtido na equação 10, é possível analisar se o caso em estudo é mais ou menos eficiente que o definido como base. Para tal realizou-se o cálculo presente na equação 11.

$$\Delta C2401 = (\text{Reciclo (Caso X)} - \text{Reciclo (Caso Base)}) \times 0,152$$

Equação 11

Os valores obtidos pela equação 11 estão apresentados na tabela 12. Os valores negativos destacados a Bold, representam os casos em que com a optimização dos caudais de reciclo é possível poupar energia no compressor de gás bruto.

Tabela 12: Δ consumo de energia do compressor de gás bruto

Caso	Δ C2401 (MW)	Caso	Δ C2401 (MW)
1	0,000	19	0,395
2	0,228	20	-0,152
3	0,182	21	-0,304
4	-0,379	22	-0,379
5	-0,470	23	-0,433
6	-0,609	24	-0,609
7	0,425	25	0,364
8	0,288	26	-0,228
9	0,212	27	-0,258
10	-0,379	28	-0,349
11	-0,463	29	-0,440
12	-0,558	30	-0,546
13	0,417	31	-0,137
14	-0,182	32	-0,228
15	-0,258	33	-0,304
16	-0,379	34	-0,364
17	-0,455	35	-0,455
18	-0,546	36	-0,546

A tabela 13 representa o consumo de energia do compressor de etileno. Por este se encontrar simulado, os valores apresentados foram retirados directamente da simulação. Tal como nas figuras 27, 28, 29, 30, 31 e 32 é possível ver que em cada série de 6 casos o consumo de etileno aumenta. Este é resultado de uma maior necessidade de etileno refrigerante nos vaporizadores.

Tabela 13: Consumo de energia do compressor de etileno, registado em cada caso.

Caso	C4001 (MW)	Caso	C4001 (MW)
1	8,535	19	8,005
2	8,396	20	8,477
3	8,424	21	8,594
4	8,868	22	8,704
5	8,985	23	8,821
6	8,941	24	8,941
7	8,093	25	7,822
8	8,226	26	8,457
9	8,368	27	8,537
10	8,810	28	8,672
11	8,938	29	8,787
12	9,044	30	8,891
13	8,059	31	8,355
14	8,507	32	8,427
15	8,644	33	8,549
16	8,758	34	8,643
17	8,872	35	8,752
18	8,996	36	8,848

A tabela 14 representa o consumo de energia do compressor de propileno, mas uma vez que o seu propileno refrigerante não é praticamente utilizado nas secções em estudo o seu comportamento mantém-se quase inalterado.

Tabela 14: Consumo de energia do compressor de propileno, registado em cada caso.

Caso	C4101 (MW)	Caso	C4101 (MW)
1	4,15	19	4,151
2	4,148	20	4,152
3	4,144	21	4,147
4	4,148	22	4,149
5	4,15	23	4,153
6	4,168	24	4,168
7	4,151	25	4,171
8	4,145	26	4,147
9	4,146	27	4,154
10	4,148	28	4,152
11	4,150	29	4,151
12	4,151	30	4,151
13	4,150	31	4,146
14	4,149	32	4,148
15	4,150	33	4,149
16	4,148	34	4,151
17	4,151	35	4,151
18	4,151	36	4,152

Apurando o consumo energético dos três maiores consumidores da unidade é então possível contabilizar a variação de consumo total que estes implicam em relação ao caso base.

O cálculo foi feito somando as diferenças entre cada caso e o caso base dos três equipamentos, (equação 12).

A tabela 15 representa os valores obtidos, onde os valores assinalados com * representam os casos onde existe maior poupança de energia na unidade através da optimização dos caudais das correntes de reciclo.

$$\Delta \text{Energia total} = \Delta C2401 + \Delta C4001 + \Delta C4101$$

Equação 12

Tabela 15: Δ da energia total consumida pelos 3 compressores em relação ao caso base

Caso	Δ Energia total (MW)	Caso	Δ Energia total (MW)
1	0,000	19	-0,134
2	0,087	20	-0,208
3	0,065	21	-0,248
4	-0,048	22	-0,211
5	-0,020	23	-0,144
6	-0,185	24	-0,185
7	-0,016	25	-0,328*
8	-0,026	26	-0,309*
9	0,041	27	-0,252
10	-0,106	28	-0,210
11	-0,060	29	-0,187
12	-0,048	30	-0,189
13	-0,059	31	-0,321*
14	-0,211	32	-0,338*
15	-0,149	33	-0,291*
16	-0,158	34	-0,255
17	-0,117	35	-0,237
18	-0,084	36	-0,231

De todos os níveis da rede de vapor o que realmente interessa otimizar é o consumo de HP11, uma vez que este necessita de importação da central termoelétrica. Assim, de modo a obter as perdas ou ganhos desta utilidade em cada caso referente ao caso base, realizou-se um cálculo para verificar o *HP11 saving* utilizando os valores de entalpia respectivos às condições em que se encontra a utilidade nas máquinas, (tabela 16, equações 13 e 14).

Tabela 16: Entalpias de vapor

Utilidade	Pressão (bar(g))	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)
HP11	44	360	3109
MP	14,5	260	2949
Vácuo, 90%	0,2	60	2373

Os cálculos efectuados têm em conta o tipo de controlo realizado nas turbinas dos compressores (enunciado em 1.3.1.).

Relativamente à turbina do compressor de gás bruto interessa saber o caudal de HPII obtido na contrapressão porque é a partir desse que se avalia a necessidade de importação. Assim, a partir da divisão da variação do consumo de energia do compressor de gás bruto pela diferença entre a entalpia de HPII e a entalpia de vácuo, obtém-se a quantidade de HPII que se ganha ou perde no caso em estudo relativamente ao caso base. O cálculo está representado na equação 13.

$$HPII \text{ saving (C2401)} = \frac{\Delta C2401}{HPII - V\u00e1cuo} = \frac{\Delta C2401}{3109 - 2373} = \frac{\Delta C2401 \text{ MW} \times 1000}{736 \frac{KJ}{Kg} \times 3600} = x \frac{Kg}{h}$$

Equação 13

Quanto à turbina do compressor de etileno procede-se do mesmo modo mas considerando o consumo de HPII e não a sua formação, (equação 14).

$$HPII \text{ saving (C4001)} = \frac{\Delta C4001}{-(MP - V\u00e1cuo)} = \frac{\Delta C4001}{-3109 + 2373} = \frac{\Delta C4001 \text{ MW} \times 1000}{-736 \text{ KJ/Kg} \times 3600} = -y \frac{Kg}{h}$$

Equação 14

Deste modo o valor poupado/dissipado de HPII obtido em cada caso referente ao caso base através do ajuste dos caudais das correntes de reciclo é o total dos valores de *HPII saving* de cada compressor.

A tabela 17 resume os valores obtidos em cada caso. Os valores assinalados com * são referentes aos casos onde se consegue uma maior poupança no consumo de HPII apenas com a optimização dos caudais da corrente de reciclo.

Tabela 17: HPII saving

Caso	HPII saving (t/h)			Caso	HPII saving (t/h)		
	C2401	C4001	Total		C2401	C4001	Total
1	0,00	0,00	0,000	19	1 930,07	-3 318,26	-1,388
2	1 113,50	-870,26	0,243	20	-742,33	-363,13	-1,105
3	890,80	-694,96	0,196	21	-1 484,67	369,39	-1,115
4	-1 855,83	2 084,87	0,229	22	-1 855,83	1058,09	-0,798
5	-2 301,23	2 817,39	0,516	23	-2 115,65	1790,61	-0,325
6	-2 980,47	2 541,91	-0,439	24	-2 980,47	2541,91	-0,439
7	2 078,53	-2 767,30	-0,689	25	1 781,60	-4 464,00	-2,682*
8	1 410,43	-1 934,61	-0,524	26	-1 113,50	-488,35	-1,602*
9	1 039,27	-1 045,57	-0,006	27	-1 261,97	12,52	-1,249
10	-1 855,83	1 721,74	-0,134	28	-1 707,37	857,74	-0,850
11	-2 264,12	2 523,13	0,259	29	-2 152,77	1 577,74	-0,575
12	-2 728,08	3 186,78	0,459	30	-2 672,40	2 228,87	-0,444
13	2 041,42	-2 980,17	-0,939	31	-668,10	-1 126,96	-1,795*
14	-890,80	-175,30	-1,066	32	-1 113,50	-676,17	-1,790*
15	-1 261,97	682,43	-0,580	33	-1 484,67	87,65	-1,397*
16	-1 855,83	1 396,17	-0,460	34	-1 781,60	676,17	-1,105
17	-2 227,00	2 109,91	-0,117	35	-2 227,00	1 358,61	-0,868
18	-2 672,40	2 886,26	0,214	36	-2 672,40	1 959,65	-0,713

A tabela 18 representa os valores orçamentados relativamente às importações das utilidades. O índice de importação representa o custo em energia por tonelada da respectiva utilidade enquanto o índice energético representa o custo em energia por tonelada de HVC.

Tendo em conta o orçamento previsto para 2014 em GJ/t de HVCs é possível obter a quantidade de HVCs produzidas no presente ano.

Tabela 18: Importações previstas no orçamento de 2014

Índice importação (kwh/t)	Utilidade	PPTO 2014 (t/hora)	PPTO 2014 (t/ano)
887	HPII	51,9	430 770
837	MP	0	0
805	LPI	8,6	71 380
149	Condensados	48,4	401 720
	Electricidade (MW.ano)		33 200
14 769	Fuel Gás		154 915

$$\text{Índice Energético} = \frac{887 \times HPII + 837 \times MP + 805 \times LPI - 149 \times Condens + Electr + 14769 \times FG}{HVC}$$

Equação 15

Prevendo-se uma importação de 51,9 t/hora de HPII da central termoelétrica é possível a partir das tabelas 17 e 18 conhecer as necessidades de importação após a optimização dos caudais de reciclo. As percentagens de ganhos/perdas em relação ao valor base de importação encontram-se representadas na tabela 19.

Tabela 19: Consumo de HPII e Índice Energético

	HPII consumo (t/hora)			HPII consumo (t/hora)	
1	51,90	0,00%	19	50,51	-0,38%
2	52,14	0,07%	20	50,79	-0,30%
3	52,10	0,05%	21	50,78	-0,30%
4	52,13	0,06%	22	51,10	-0,22%
5	52,42	0,14%	23	51,57	-0,09%
6	51,46	-0,12%	24	51,46	-0,12%
7	51,21	-0,19%	25	49,22	-0,73%*
8	51,38	-0,14%	26	50,30	-0,44%*
9	51,89	0,00%	27	50,65	-0,34%
10	51,77	-0,04%	28	51,05	-0,23%
11	52,16	0,07%	29	51,32	-0,16%
12	52,36	0,13%	30	51,46	-0,12%
13	50,96	-0,26%	31	50,10	-0,49%*
14	50,83	-0,29%	32	50,11	-0,49%*
15	51,32	-0,16%	33	50,50	-0,38%*
16	51,44	-0,13%	34	50,79	-0,30%
17	51,78	-0,03%	35	51,03	-0,24%
18	52,11	0,06%	36	51,19	-0,19%

A partir da tabela 19 é possível concluir que apenas com a optimização dos caudais das correntes de reciclo é possível obter uma poupança de energia de até cerca de 0,73%, o equivalente a aproximadamente 1 100 000€/ano de vapor HPII.

Caso 3 – Introdução de novos permutadores na secção de Baixas Temperaturas

Com o intuito de reduzir o consumo de etileno refrigerante nas baixas temperaturas introduziu-se na simulação novos permutadores de modo a analisar a sua eficiência energética. No entanto é necessário analisar o consumo energético de toda unidade e verificar se a poupança de etileno compensa a nível global.

Permutador *Cold Box*

A empresa KBC realizou um estudo onde sugere a introdução de um novo permutador do tipo *cold box*, na secção de baixas temperaturas. Este caso de estudo tem como objectivo validar o estudo feito pela KBC, quanto à introdução do permutador.

No processo, a fase gasosa da corrente de C2- arrefecida com etileno refrigerante do nível 2 (-80°C), no permutador E3303, entra directamente no permutador E3304 para ser arrefecida pelo etileno do nível 1 (-100°C), como ilustrado na figura 35.

Este estudo surgiu com o intuito de reduzir o consumo de energia no primeiro andar do compressor de etileno aplicando um permutador *cold box* entre o nível 2 e o nível 1 do mesmo. Esta alteração permite que a corrente S antes de alimentar o permutador E3304 passe pelo novo permutador E330X e permute energia com as correntes frias. A corrente S' resultante é então alimentada ao E3304 com uma temperatura mais baixa, reduzindo assim a necessidade de etileno refrigerante neste nível. A figura 36 ilustra esta situação.

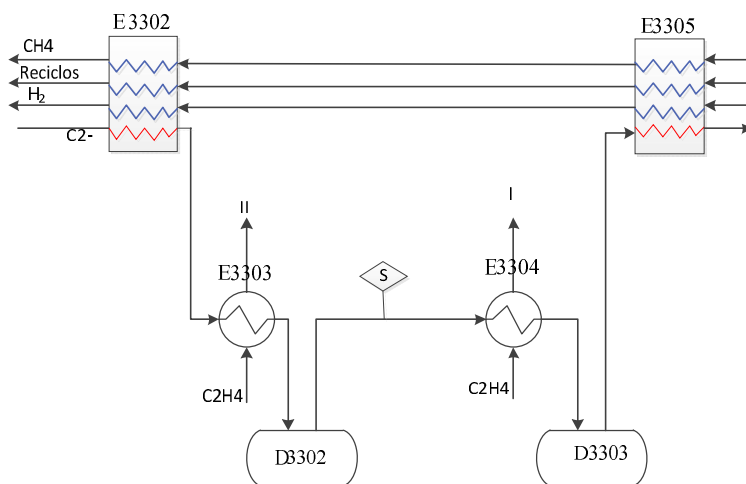


Figura 35: Caso Base para introdução do permutador E330X.

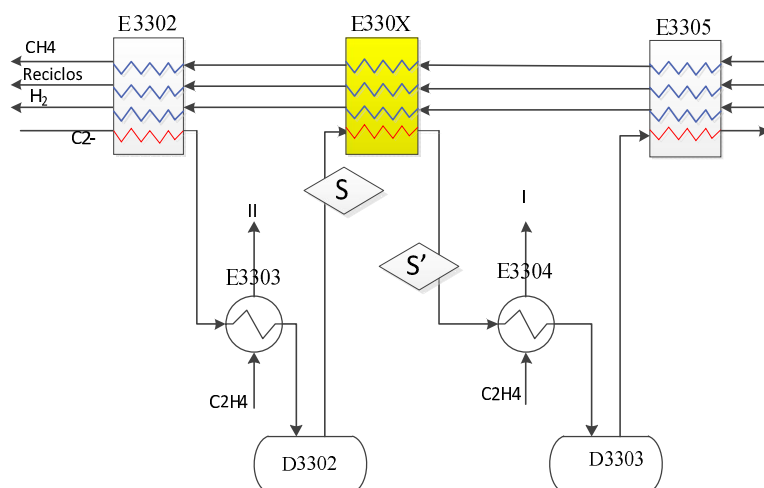


Figura 36: *Design* proposto para introdução do permutador E330X.

Este permutador foi estudado em três casos diferentes: o caso base e os dois casos estudados em “3.1. Caso 2” que registaram maior poupança de energia na unidade. A tabela 20 enuncia-os.

Tabela 20: Casos estudados para a introdução do novo permutador do tipo *Cold Box*.

Caso	Temperaturas (°C)			Poupança (%)
	E3301	E3303	E3304	
1	-51	-75	-95	Base
25	-51	-79	-95	0,73
32	-51	-80	-96	0,49

Inserindo este permutador na simulação, seguiu-se a alteração dos caudais de reciclo de modo a que esta convergisse de acordo com os parâmetros de operação da fábrica. De seguida anotou-se a quantidade de reciclos necessária ao processo e o consumo de energia dos compressores de etileno e propileno. Os resultados estão representados na tabela 21.

Tabela 21: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador *cold box* e consumos dos compressores de etileno e propileno.

Caso	Reciclos (Nm ³ /h)					Compressor etileno (MW)	Compressor propileno (MW)
	FC3311	FC3308	FC3312	FC3307	Total		
Base	2 400	8 100	5 500	3 500	19 500	8,535	4,15
1	2 500	8 000	5 500	3 600	19 600	8,536	4,147
25	2 000	11 600	4 800	3 000	21 400	7,796	4,161
32	1 400	9 000	5 000	3 000	18 400	8,313	4,144

Após estes resultados é possível concluir quanto ao consumo energético de cada um destes casos relativamente ao caso base inicial. Os resultados estão apresentados na tabela 22.

Tabela 22: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo *cold box*, relativamente ao caso base.

Caso	Δ Energia Total	HPII <i>saving</i> (t/h)			HPII consumo (t/h)	Poupança (%)
		C2401	C4001	Total		
Base	0	0	0	0	51,9	-
1	-0,151	0,223	-1,233	-1,011	50,9	0,28
25	-0,453	1,336	-4,633	-3,297	48,6	0,90
32	-0,408	-0,891	-1,396	-1,287	49,6	0,62

Pela tabela 22 é possível concluir que a introdução deste permutador nas baixas temperaturas é favorável ao processo não só porque se regista uma poupança energética em todos os casos simulados em relação ao caso base, mas também porque esta é ainda superior à verificada nos resultados obtidos sem o novo permutador.

A figura 37 permite comparar os resultados entre os casos simulados com e sem o novo permutador do tipo *cold box*. Relativamente ao caso 1 (caso base) é possível obter uma poupança de aproximadamente 400 000€/ano de vapor HPII em relação ao caso base sem permutador; no caso 25 a poupança é de cerca de 250 000€/ano de HPII com a introdução do permutador *cold box*; quanto ao caso 32 a diferença é de cerca de 200 000€/ano de poupança de HPII.

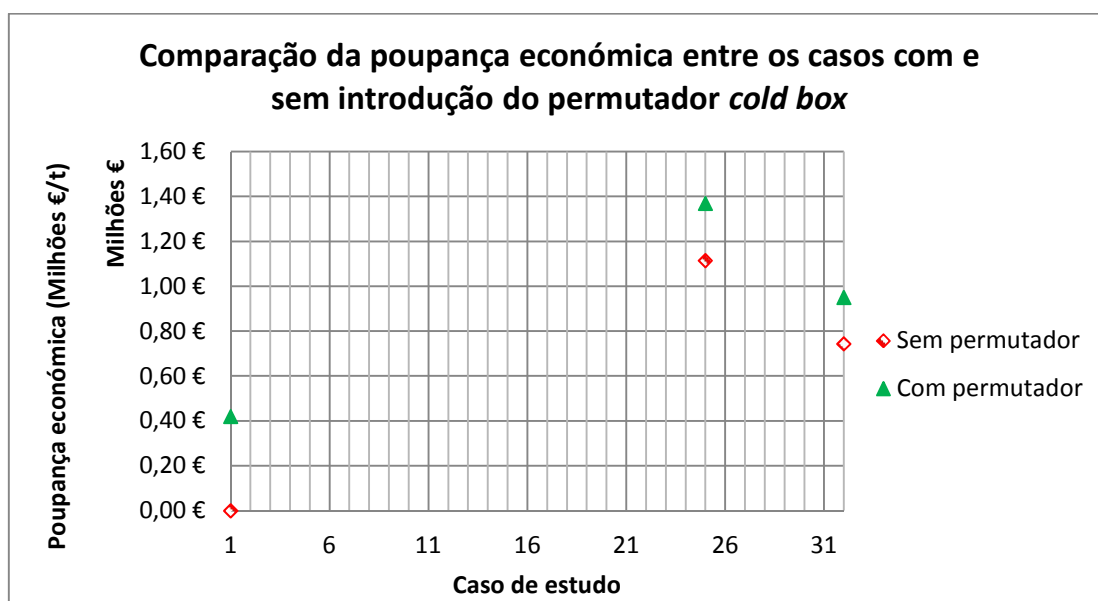


Figura 37: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem o novo permutador.

Introdução de um segundo kettle com nível -100°C de etileno

Em todos os casos estudados anteriormente considerou-se sempre que o permutador E3301 permite arrefecer a corrente de C2⁻ até -51°C uma vez que a sua capacidade é limitada e a regimes elevados de produção não é possível conseguir um arrefecimento maior. Para se conseguir esta temperatura no permutador E3301 é utilizado etileno do nível 3 (-56°C), (figura 38). No entanto, uma alternativa ao processo que é possível estudar é a introdução de um novo vaporizador, a utilizar etileno do nível 1 (-100°C), alimentado pela corrente de C2⁻ a -51°C proveniente do E3301, (figura 39). Opta-se pelo nível 1 uma vez que o compressor de etileno tem sobrecapacidade nesse nível e por essa razão o *kick-back* que realiza o retorno de etileno do segundo para o primeiro andar está sempre aberto entre 20-25%, o que constitui uma perda energética. O objectivo é que este permutador arrefeça a corrente de C2⁻ até -55°C, permitindo reduzir os caudais das correntes de reciclo e o consumo de etileno nos vaporizadores seguintes, diminuindo a abertura do *kick-back* deste nível.

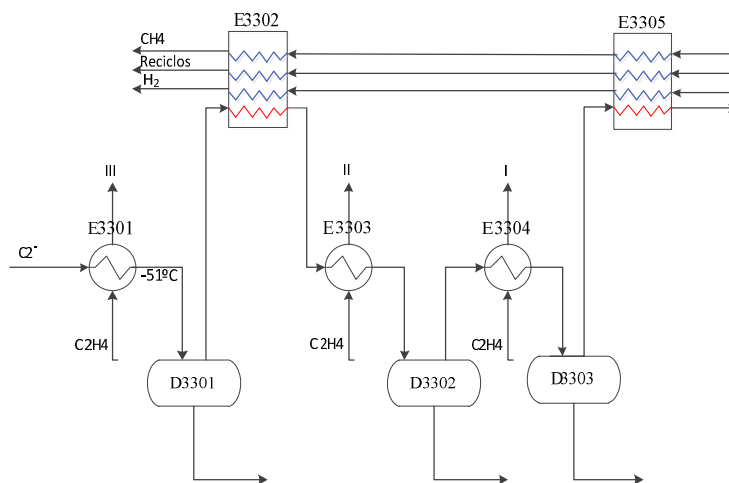


Figura 38: PFD do caso base referente à introdução do novo permutador *kettle*.

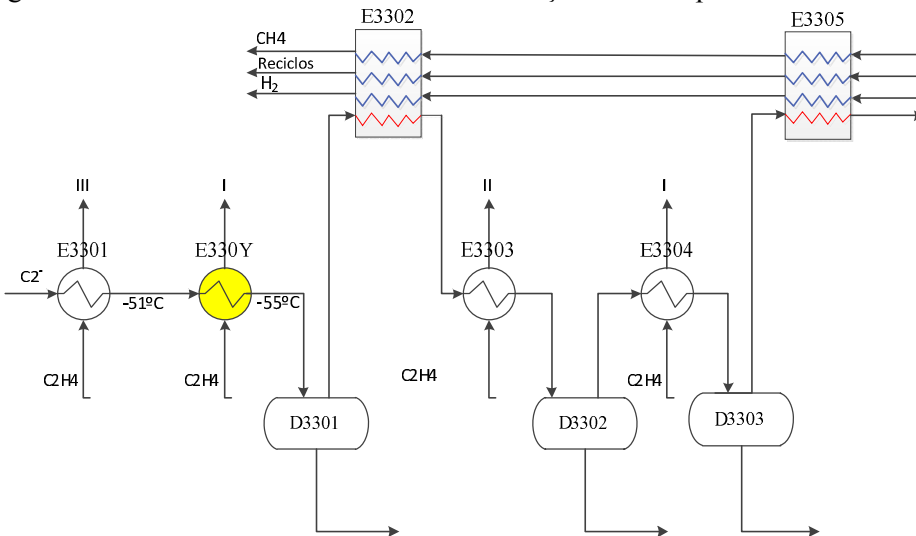


Figura 39: Introdução de um novo permutador do tipo *kettle*.

A situação descrita pela figura 40 foi estudada em três casos diferentes: o caso base e os dois casos estudados em “3.1. Caso 2” que registaram maior poupança de energia na unidade. Estes encontram-se enunciados na tabela 20.

Inserido este permutador na simulação, seguiu-se a alteração dos caudais de reciclo de modo a que esta convergisse de acordo com os parâmetros de operação da fábrica. De seguida anotou-se a quantidade de reciclos necessária ao processo e o consumo de energia dos compressores de etileno e propileno. Os resultados estão representados na tabela 23.

Tabela 23: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador *cold box* e consumos dos compressores de etileno e propileno.

Caso	Reciclos (Nm ³ /h)					Compressor etileno (MW)	Compressor propileno (MW)
	FC3311	FC3308	FC3312	FC3307	Total		
Base	2 400	8 100	5 500	3 500	19 500	8,535	4,150
1	1 000	6 000	4 800	2 500	14 300	8,817	4,150
25	1 000	5 500	4 800	2 000	13 300	8,492	4,372
32	1 500	5 500	5 700	2 500	15 200	8,681	4,132

Após estes resultados é possível concluir quanto ao consumo energético de cada um destes casos relativamente ao caso base inicial. Os resultados estão apresentados na tabela 24.

Tabela 24: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo *cold box*, relativamente ao caso base.

Caso	Δ Energia Total	HPII saving (t/h)			HPII consumo (t/h)	Poupança (%)
		C2401	C4001	Total		
Base	0	0	0	0	51,9	-
1	0,520	0,438	-495	1816	49,7	-0,59
25	-0,775	-388	-557	670	46,9	-1,35
32	-0,538	-388	-839	2135	49,5	-0,64

Pela tabela 24 é possível concluir que a introdução deste permutador na secção de Baixas Temperaturas é favorável ao processo. Este permite utilizar etileno que está a ser recirculado no compressor permitindo que se feche o kick-back II-I.

A figura 40 permite comparar os resultados entre os casos simulados com e sem o novo permutador *kettle*. Relativamente ao caso 1 (caso base) regista-se uma redução no consumo de HPII equivalente 903 900€/ano; no caso 25, a poupança registada no consumo de HPII relativamente ao caso base foi de cerca de 2 000 000€/ano e quanto ao caso 32, registou-se uma poupança de aproximadamente 980 000€/ano.

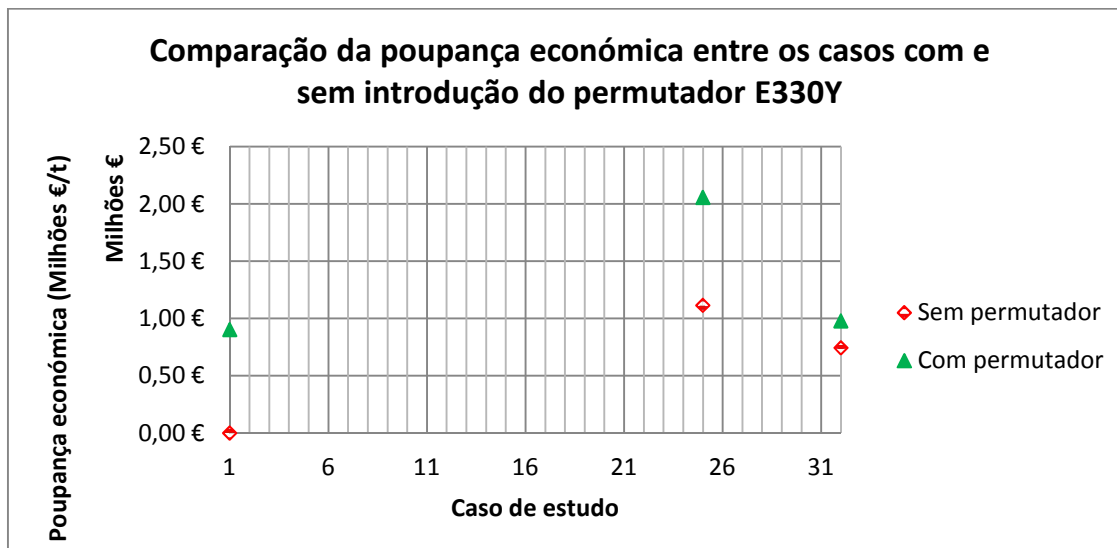


Figura 40: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem o novo permutador.

Substituição do nível -56°C pelo nível -100°C de etileno com e sem o permutador do tipo cold box

Sendo o terceiro andar do compressor de etileno, aquele que implica um maior consumo de energia no mesmo (cerca de 6,4MW no caso base) e o primeiro andar o menor consumidor energético (cerca de 0,5 MW no caso base) estudou-se a possibilidade de arrefecer a corrente de C2⁻ até -55°C utilizando etileno do nível 1 (-100°C) e poupando etileno do nível 3 (-100°C). Com esta alteração, prevê-se uma poupança nos caudais das correntes de reciclo e na necessidade de etileno refrigerante uma vez que a corrente de C2⁻ entraria no processo mais fria que o habitual (-51°C). A figura 42 ilustra a alteração pretendida no processo referente ao caso base ilustrado na figura 41.

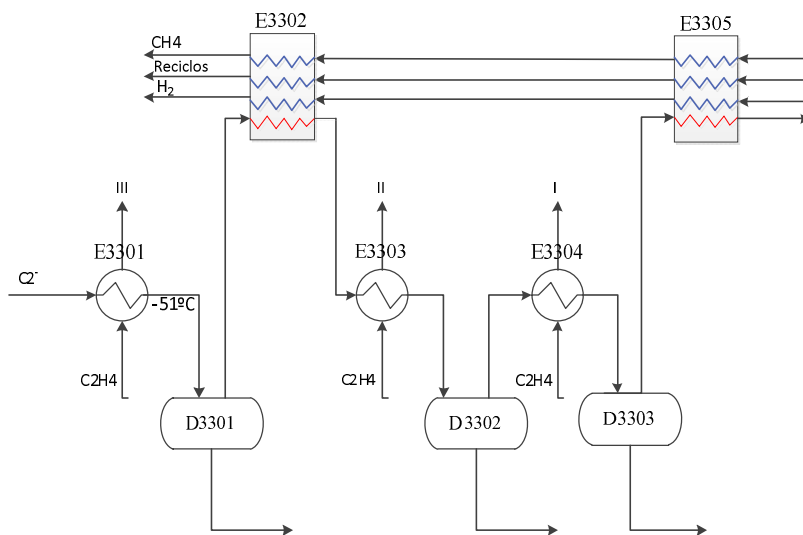


Figura 41: Caso base para substituição do nível de etileno no permutador E3301.

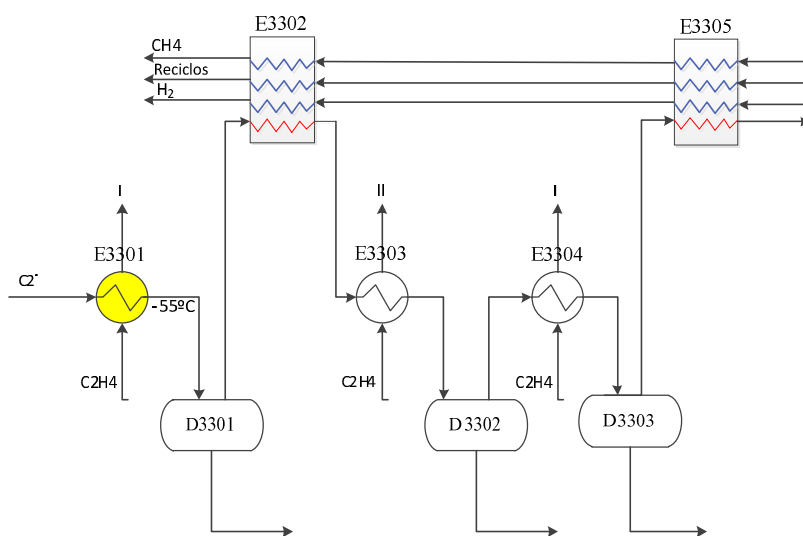


Figura 42: Design para substituição do nível de etileno no permutador E3301.

Esta alteração foi estudada em três casos diferentes: o caso base e os dois casos estudados em “3.1. Caso 2” que registaram maior poupança de energia na unidade. Estes encontram-se enunciados na tabela 20.

Alterando o nível de etileno no permutador E3301 na simulação, seguiu-se a alteração dos caudais de reciclo de modo a que esta convergisse de acordo com os parâmetros de operação da fábrica. De seguida anotou-se a quantidade de reciclos necessária ao processo e o consumo de energia dos compressores de etileno e propileno. Os resultados estão representados na tabela 25.

Tabela 25: Resultados dos reciclos necessários com a introdução do permutador *cold box* e consumos dos compressores de etileno e propileno.

Caso	Reciclos (Nm ³ /h)					Compressor etileno (MW)	Compressor propileno (MW)
	FC3311	FC3308	FC3312	FC3307	Total		
Base	2 400	8 100	5 500	3 500	19 500	8,535	4,150
1	1 000	5 000	4 500	3 200	13 700	8,826	4,149
25	1 000	6 000	4 500	2 400	13 900	8,309	4,169

Após estes resultados é possível concluir quanto ao consumo energético de cada um destes casos relativamente ao caso base inicial. Os resultados estão apresentados na tabela 26.

Tabela 26: Resultados relativos à poupança de energia conseguida após a introdução do permutador do tipo *cold box*, relativamente ao caso base.

Caso	Δ Energia Total	HPII saving (t/h)			HPII consumo (t/h)	Poupança (%)
		C2401	C4001	Total		
Base	0	0	0	0	51,9	-
1	-0,603	-4 380	-1 816	-2,6	49,3	0,70
25	-1,070	-4 231	-1 421	-5,7	46,2	1,54

Pela tabela 26 é possível concluir que a alteração do nível de etileno a utilizar no permutador E3301 é favorável ao processo não só porque se regista uma poupança energética em todos os casos simulados em relação ao caso base, mas também porque esta é ainda superior à verificada nos resultados obtidos com o *design* de base. No entanto, quando a simulação convergiu, o permutador E3305 apresentava *Temperature Cross* uma vez que, a temperatura de saída das correntes frias deveria estar próxima de -100°C e encontrava-se a -74°C, não conseguindo o permutador realizar a sua troca de calor eficientemente. Contudo, trata-se de uma simulação em estado estacionário, sem dimensionamento dos equipamentos, o que sugere um

novo estudo que valide se o permutador E3305 é eficiente com esta alteração processual e a confirmação dos valores obtidos na tabela 26.

A figura 43 permite comparar os resultados entre os casos simulados com e sem a alteração do nível de etileno. Relativamente ao caso 1 (caso base) é possível obter uma poupança no consumo de vapor HPII de aproximadamente 1 000 000€/ano; quanto ao caso 25, é possível poupar-se mais 1 200 000€/ano em vapor HPII.

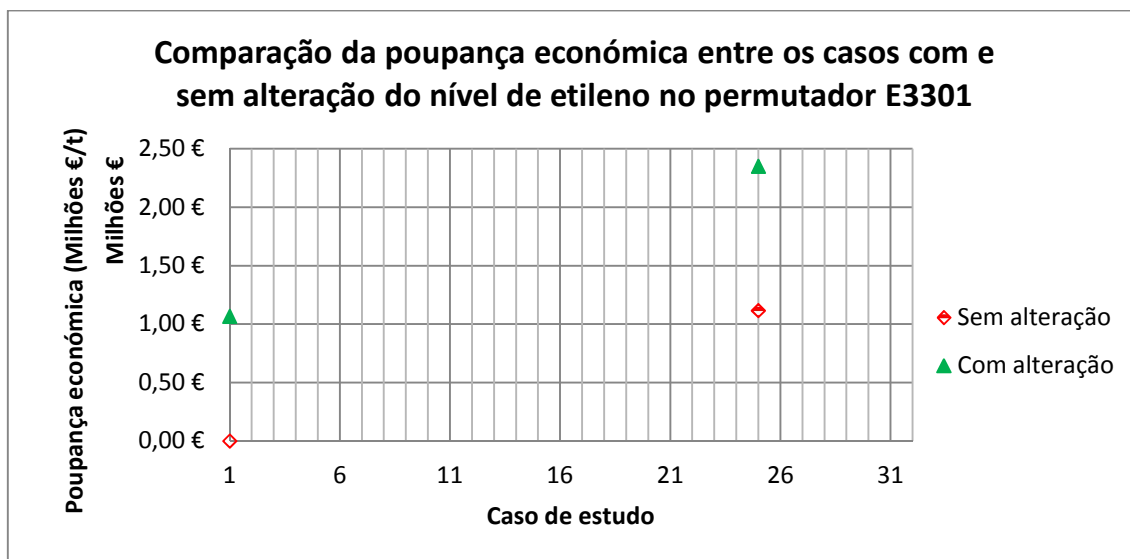


Figura 43: Comparação da poupança económica entre os casos mais favoráveis, com e sem alteração do nível de etileno no permutador E3301.

Uma vez que a introdução do permutador *cold box* (E330X) mostrou-se ser favorável ao processo, estudou-se também a possibilidade de realizar a alteração do nível de etileno no permutador E3301 e a instalação do permutador E330X. A figura 44 ilustra esta situação.

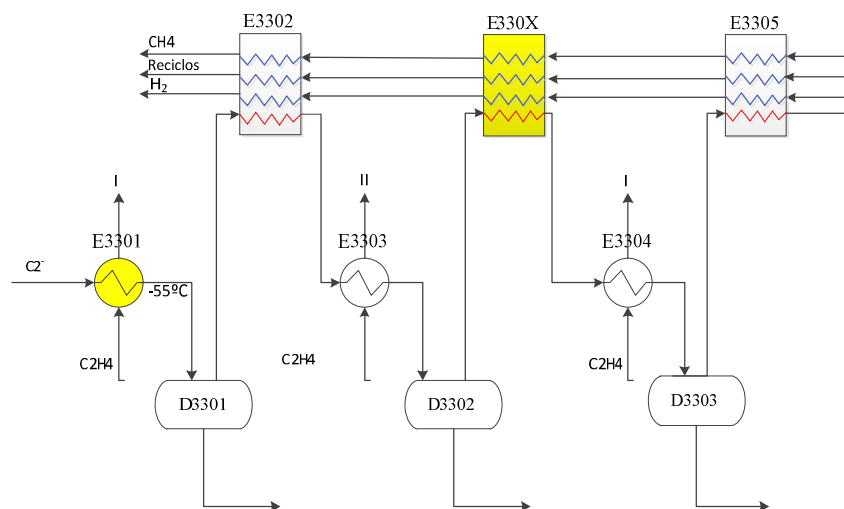


Figura 44: Introdução de dois novos permutadores: 1 cold box + 1 kettle.

A situação descrita pela figura 44 foi estudada nos três casos obtidos após a introdução do permutador E330X. A tabela 27 enuncia-os.

Tabela 27: Casos estudados para alteração do nível de etileno no permutador E3301.

Caso	Temperaturas (°C)			Poupança (%)
	E3301	E3303	E3304	
1	-51	-75	-95	0,28
25	-51	-79	-95	0,90
32	-51	-80	-96	0,62

Os resultados obtidos na situação descrita na figura 44 não foram muito conclusivos uma vez que, com o ajuste dos caudais das correntes de reciclo, a simulação começou a apresentar alguma instabilidade, e não convergiu. No entanto, verificou-se em ambos os casos, nas iterações realizadas, que o consumo de energia do compressor de etileno se encontrava abaixo dos 7 MW, valor considerado baixo em relação ao caso base que implica um consumo de cerca 8,5 MW. Relativamente aos caudais das correntes de reciclo, não foi necessário uma alteração significativa, contrariamente ao esperado. Conclui-se então que, com a análise feita através da simulação construída, a alteração do nível de etileno no permutador E3301 no processo, com o permutador E330X, implica algumas instabilidades no processo que convém analisar mais detalhadamente.

Caso 4 – Influência do controlador de caudal HC4001 no ciclo de etileno

O etileno que sai do terceiro andar de compressão e que tem como destino a liquefacção com propileno pode seguir dois caminhos. Ou passa pelo permutador E4005 aquecendo a aspiração do segundo andar do compressor, ou pelo E4002, aquecendo a aspiração do terceiro andar.

Na sequência de um projecto de integração energética da unidade de *steam cracking* realizado anteriormente, concluiu-se que deveria ser automatizada a válvula de controlo de caudal do último caminho referido a cima, uma vez que não era indiferente, o percurso tomado pelo etileno, em termos de consumo de energia dos compressores. A figura 45 ilustra as correntes do ciclo de etileno que influenciam a abertura da válvula.

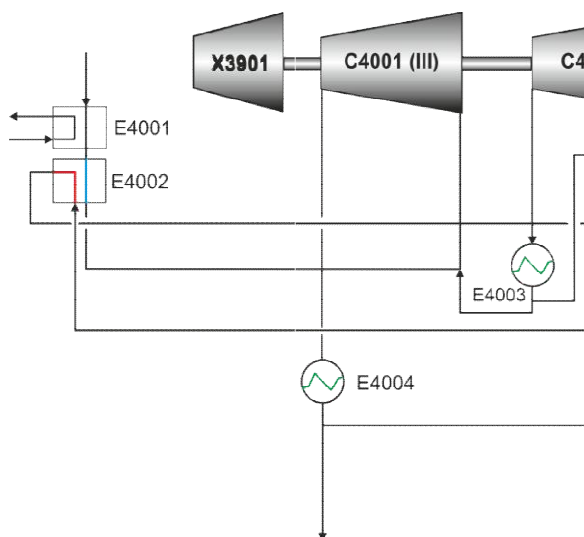


Figura 45: Representação esquemática do HC4001 no ciclo de etileno.

Sabe-se, de um modo geral, que ao diminuir o caudal de corrente quente que segue para o E4005, está-se a aumentar, conseqüentemente, o que passa no HC4001. Isto faz com que a temperatura de aspiração do terceiro andar aumente, aumentando também o consumo de energia. Por outro lado ao fechar o HC4001, aumenta o caudal para o E4005, arrefecendo a aspiração do segundo andar, poupando assim energia no mesmo.

Deste modo, realizou-se um caso de estudo que verificasse a influência da abertura da válvula de controlo, HC4001, no consumo de energia dos compressores de etileno e propileno, fazendo variar o caudal da corrente que passa pelo permutador E4005. No entanto, apesar da abertura do HC4001 ser operada a partir de um valor percentual, apenas é possível verificar esta variação em caudal de etileno por se tratar de uma simulação em estado estacionário.

A figura 46 representa o consumo de energia do terceiro andar do compressor de etileno.

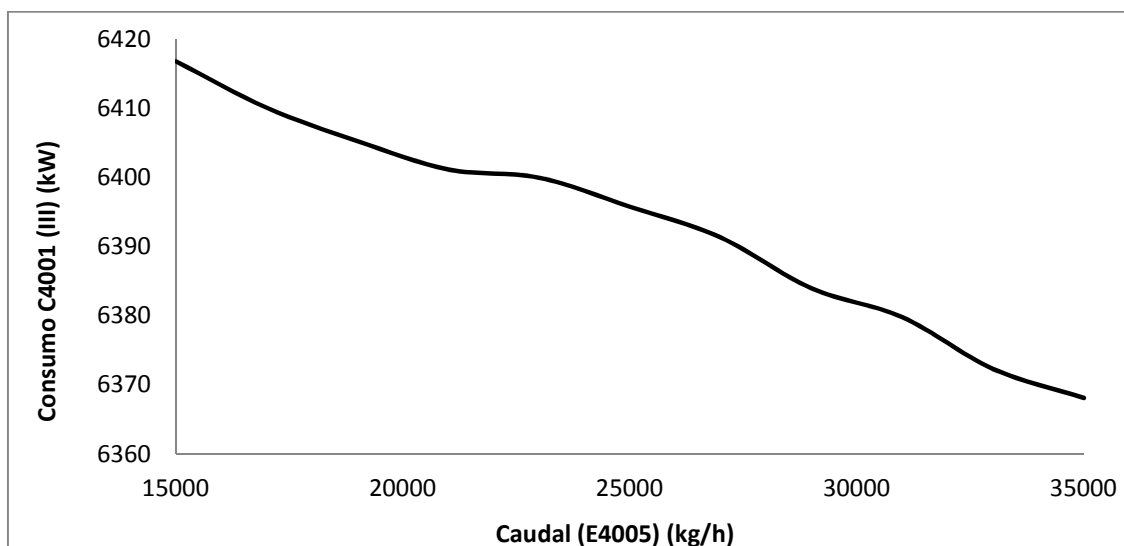


Figura 46: Variação do consumo de energia no compressor de etileno em função do aumento do caudal a passar pelo permutador E4005.

Na figura 46, apenas é representada a variação do consumo de energia do terceiro andar do compressor de etileno, uma vez que este foi o único que mostrou sofrer alterações com a abertura do HC4001.

Tal como esperado, fechando o HC4001 que, conseqüentemente obriga a que mais caudal passe pelo permutador E4005, temos uma diminuição no consumo energético do terceiro andar do compressor de etileno.

Relativamente ao consumo de energia no compressor de propileno não foi registada grande variação, o que de certa maneira era esperado uma vez que este se trata de um ciclo fechado e a carga ao processo se mantém constante.

Assim, em termos energéticos, aumentando o caudal que passa pelo E4005 é possível consumir até menos 0,11% de energia em relação ao caso base (valor obtido a partir das equações 12, 13, 14 e 15).

A temperatura de *design* de alimentação ao E4006 é cerca de -21°C .

Diminuir a abertura da válvula HC4001 conseqüentemente aumentando o caudal que passa pelo E4005 tem menos influência na temperatura de saída do caudal de corrente quente que passa pelo permutador E4002 que na temperatura da corrente que passa pelo E4005, uma vez que o caudal que passa pelo primeiro é bastante superior. Deste modo para que a alimentação do E4006 seja arrefecida maioritariamente pelo caudal que passa pelo HC4001, deve favorecer-se a abertura da válvula uma vez que a sua temperatura anda em volta dos -23°C e os -20°C , (figura 47).

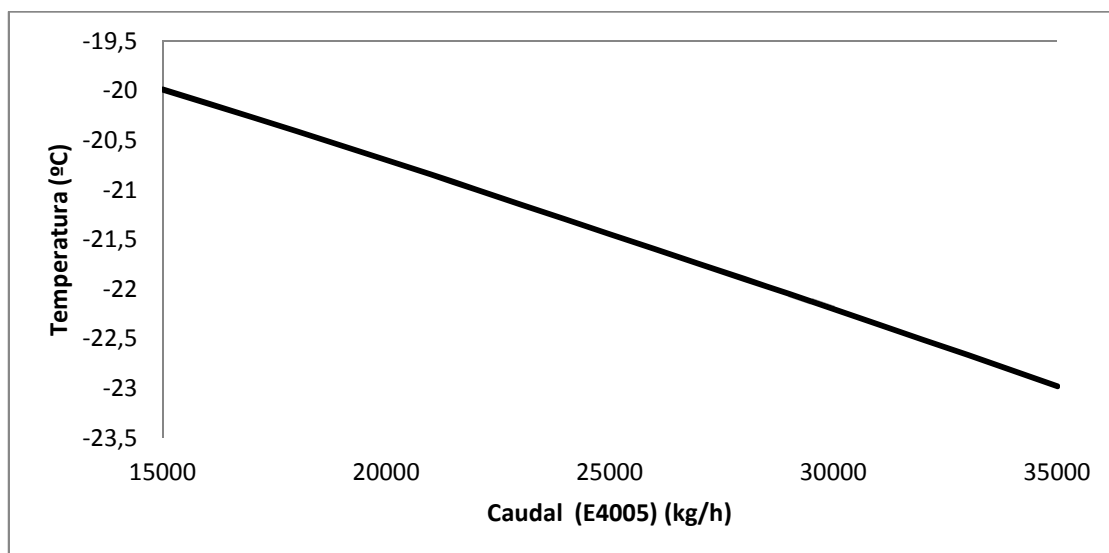


Figura 47: Variação da temperatura do etileno no HC4001 em função da variação do caudal no E4005.

Outro factor a considerar é que menos caudal de corrente quente a passar pelo E4002 faz com que a temperatura nos *reboilers* da desmetanisadora e do splitter de C2 diminua sendo necessário mais etileno para o aquecimento das mesmas, ficando menos etileno disponível para seguir no sentido HC4001. Deste modo o aumento do caudal que passa pelo E4005 implica uma subida da temperatura desta corrente que ao misturar-se com o que chega no HC4001 faz com que a temperatura da corrente obtida (alimentação E4006) fique mais quente, (figura 48).

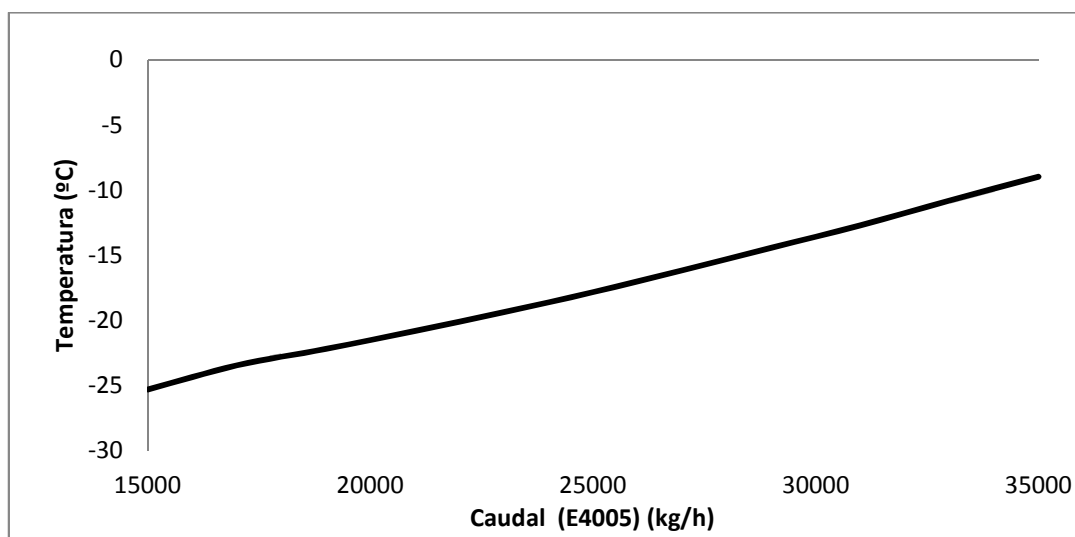


Figura 48: Variação da temperatura de alimentação do E4006 em função do caudal no E4005.

Conclui-se então que a abertura da válvula HC4001 não é favorável em termos energéticos.

4. Conclusões

O processo de separação de olefinas de uma unidade de produção de etileno foi simulado utilizando o Aspen HYSYS. O modelo utilizado no HYSYS foi validado com sucesso, tendo-se construído uma simulação onde as características dos produtos obtidos correspondiam aos conseguidos na realidade.

A optimização da operação deste processo foi feita em quatro casos de estudo, todos com o mesmo objectivo: analisar em que condições do processo é possível reduzir o consumo de energia na unidade.

O caso de estudo analisado com maior profundidade foi aquele em que se pretende verificar se é mais eficiente arrefecer a corrente de C_2^- nas baixas temperaturas com etileno refrigerante ou com correntes de reciclo. O resultado que alcançou uma maior poupança de energia global na fábrica com 0,73%, equivalente a uma poupança de cerca de 1 100 000€/ano de vapor HPII, apresenta um elevado valor de caudal de reciclo relativamente ao caso base, no entanto, o nível em que se arrefece mais a corrente de etileno está no valor mínimo da sua *range*, o que permite uma poupança significativa no consumo de energia pelo compressor de etileno.

Outra situação estudada foi a introdução de novos permutadores na secção de baixas temperaturas com o objectivo de melhorar energeticamente o processo. Estudou-se a introdução de uma *cold box*, um permutador *kettle* e uma possível alteração do nível de etileno a passar pelo primeiro *kettle* das baixas temperaturas. Com o acréscimo de uma *cold box* à secção de baixas temperaturas verificou-se que existia uma poupança energética em relação ao caso base e de valor superior relativamente ao mesmo caso sem o permutador. Assim, com a implementação deste permutador pode-se alcançar uma poupança de cerca 0,90% que equivale a 250 000€/ano de vapor HPII. Estudou-se a introdução de um novo permutador *kettle* onde se verificou que este permitiria à unidade uma poupança de energia de 1,35%, ou seja, cerca de 2 000 000€/ano de vapor HPII. Com o estudo sobre a alteração do nível de etileno no primeiro *kettle* das baixas temperaturas concluiu-se que seria possível poupar aproximadamente 1 200 000€/ano em importação de vapor HPII o que equivale a uma 1,54% de poupança de energia.

Relativamente ao estudo realizado à válvula de controlo de caudal, HC4001, do ciclo de etileno concluiu-se que esta implicaria um menor consumo de energia no compressor estando fechada. No entanto, o resultado esperado, contrariamente ao obtido, seria que esta fosse mais eficientemente energética aberta. Isto pode explicar-se por esta se tratar de uma simulação em estado estacionário e por não conter equipamentos dimensionados. As temperaturas de aspiração do compressor de etileno, bem como as pressões de descarga são valores fixos manualmente e deste modo não sofrem alterações com as perturbações feitas ao processo nos *case studies*.

Assim, na posse de todos os resultados obtidos a partir da simulação realizada conclui-se que, aplicando todas os factores favoráveis à optimização do processo, é possível obter uma poupança energética no processo de aproximadamente 1% em relação ao caso base.

Concluiu-se ainda que o facto do estudo de optimização realizado considerar a simulação de toda a zona fria da fábrica possibilita alterar uma determinada variável numa secção e analisar as suas consequências noutras.

Durante a realização desta dissertação, o efeito dos reciclos na secção de Baixas Temperaturas e no compressor de gás bruto foi também estudado por técnicos da AspenTech com o objectivo de melhorar os modelos linearizados presentes na aplicação da sala de controlo. Após esta alteração nos modelos e no decorrer da realização dos *case studies* relativamente ao caso 2, acompanhou-se diariamente os valores de processo referentes aos caudais de reciclo e às temperaturas da corrente de C_2 à saída dos *kettle*, após arrefecimento com etileno refrigerante, concluindo-se que eram congruentes com os valores simulados, o que indica que o modelo simulado apresenta resultados válidos para os estudos efectuados, à excepção dos estudos relativos à abertura da válvula de controlo de caudal no ciclo de etileno.

5. Trabalho Futuro

O departamento de Engenharia Química e Biomolecular da universidade de Singapura, publicou um artigo com o tema: “*Multiobjective Optimization of Cold-End Separation Process in an Ethylene Plant*”. Este artigo trata de um estudo que consiste na realização de uma simulação de um processo de produção de etileno. As colunas de destilação foram simuladas com o nº de pratos ideais e foram estudados três casos: Reduzir os custos de utilidades e maximizar a produção de etileno; reduzir os custos de utilidades e maximizar a produção de propileno; reduzir o custo de utilidades e maximizar a utilização das mesmas que se encontram disponíveis. Como resultados para o primeiro caso foi possível obter uma poupança de cerca de 1,3% no custo das utilidades mas tendo como consequência uma queda de produção de etileno. A partir do estudo feito ao caso 2 conseguiu-se apurar uma redução do custo de utilidades de cerca de 2,1% mas custando uma perda de produção de propileno de 15 400 kg/h para 14 000 kg/h. Relativamente à última situação estudada concluiu-se que permitindo um aumento de 2,1% no custo de utilidades, a disponibilidade de etileno aumentaria 4,5%. (Pandey, et al., 2013). Um estudo semelhante poderia ser feito para a unidade em estudo, analisando os consumos das utilidades aplicadas em equipamentos do processo (*reboilers, heaters, coolers*, entre outros)

Bibliografia

- A. Çengel, Yunus and A. Boles, Michael.** *termodinâmica*. s.l. : McGraw-Hill.
- 2012.** *Aspen Physical Property System - Physical Property Models*. s.l. : Aspen Technology, Inc, 2012.
- Azevedo, Edmundo Gomes. 2000.** *Termodinâmica Aplicada - 2ª Edição*. Lisboa : escolar Editora, 2000, pp. 125-134.
- Bizzo, Waldir A.** Geradores de vapor. *Geração, Distribuição e Utilização de Vapor*. p. cap. 4.
- Coelho, Gustavo, Serrano, João and Lucas, Nuno.** [Online] [Cited: 10 24, 2013.] http://users.isr.ist.utl.pt/~pjcro/cadeiras/api0405/pdf_files/G35_SEM.pdf.
- Das, Tandra. 2012.** *Achieve optimal heat recovery in a kettle exchanger*. s.l. : Hydrocarbon Processing, 2012.
- Hackl, Roman and Harvey, Simon. 2012.** Total Site Analysis (TSA) and Exergy Analysis for Shaft Work and Associated Steam and Electricity Savings in Low Temperature Processes in Industrial Clusters. s.l. : AIDIC Servizi S.r.l., 2012. Vol. 29. ISBN 978-88-95608-20-4; ISSN 1974-9791.
- Instrução de Operação.* **Pais, Augusto. 2013.** 2013. Descrição de processo.
- Lliyas, Abduljelil, et al.** Advanced model for operational optimisation of steam crackers.
- Ludwing, Ernest E. 1994.** *Applied process design for chemical and petrochemical plants*. USA : Gulf Professional Publishing, 1994.
- McPherson, Malcolm J.** *Refrigeration Plant and Mine Air Conditioning Systems*. p. Chapter 18.
- Optimisation of Distillation Column and Energy Reduction.* **2009.** 2009, Hydrocarbon Asia, Vols. Out-Dez.
- Pandey, Shruti and Rangaiah, G. P. 2013.** Multiobjective Optmimization of Cold-End Separation Process in an Ethylene Plant. *ACS Publication*. Singapore : Department of Chemical and Biomolecular Engineering, National University of Singapore, 2013.

Anexo I

Tabela 28: Condições de operação de design da Coluna desetanisadora

Equipamento		T3101
Serviço		Desetanisadora
Número pratos		63
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		36, 40 e 44
Tipo de Condensador		Refluxo total
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	32,35
	Topo	32,7
	Fundo	33,0
	Reboiler	33,0
Temperatura (°C)	Condensador	-44,9
	Topo	-35,6
	Fundo	88,9
	Reboiler	96,2
Especificações	Topo	3,6% wt de propileno na corrente de C ₂ ⁻
	Fundo	240 ppm de etano na corrente de C ₃ ⁺

Tabela 29: Condições de operação de design da coluna desmetanisadora

Equipamento		T3401
Serviço		Desmetanisadora
Número pratos		44
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		25, 31, 35 e 44
Tipo de Condensador		-
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	-
	Topo	13,0
	Fundo	13,3
	Reboiler	13,3
Temperatura (°C)	Condensador	-
	Topo	-118,8
	Fundo	-41,1
	Reboiler	-40,6
Especificações	Corte lateral	224.5 kmol/h
	Fundo	320 ppm mol de metano na corrente de C ₂

Tabela 30: Condições de operação de design da coluna C2 splitter

Equipamento		T3801
Serviço		C2 Splitter
Número pratos		100
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		25
Tipo de Condensador		-
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	-
	Topo	8,7
	Fundo	9,1
	Reboiler	9,1
Temperatura (°C)	Condensador	-
	Topo	-55,93
	Fundo	-35,48
	Reboiler	-34,73
Especificações	Topo	500 ppm mol de metano + 500 ppm mol de etano em etileno
	Fundo	1% wt de etileno na corrente de reciclo de etano

Tabela 31: Condições de operação de design da coluna despropanisadora

Equipamento		T5001/2
Serviço		Despropanisadora
Número pratos		48
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		29
Tipo de Condensador		Condensador total
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	16,9
	Topo	17,0
	Fundo	17,3
	Reboiler	17,3
Temperatura (°C)	Condensador	41,99
	Topo	42,39
	Fundo	104,9
	Reboiler	110,4
Especificações	Topo	500 ppm mol de C ₄ na corrente C ₃

Tabela 32: Condições de operação de design da coluna de lavagem de polímeros

Equipamento		T5401
Serviço		Lavagem de polímeros
Número pratos		12
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		1
Tipo de Condensador		Condensador parcial
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	14,6
	Topo	14,6
	Fundo	14,7
	Reboiler	-
Temperatura (°C)	Condensador	30,1
	Topo	34,3
	Fundo	39,1
	Reboiler	-
Especificações	Topo	2440 kg/h gás na corrente C ₃
	Fundo	1000 kg/h produto fundo

Tabela 33: Condições de operação de design da coluna C3 stripper

Equipamento		T5501
Serviço		C3 Stripper
Número pratos		14
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		6, 14 e condensador
Tipo de Condensador		Refluxo total
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	14,3
	Topo	14,35
	Fundo	14,5
	Reboiler	14,5
Temperatura (°C)	Condensador	17,0
	Topo	29,0
	Fundo	34,6
	Reboiler	34,7
Especificações	Topo	17°C saída do condensador
	Fundo	50 ppm wt de metano na corrente de propileno

Tabela 34: Condições de operação de design da coluna C3 splitter 1

Equipamento		T5601
Serviço		C3 Splitter 1
Número pratos		178
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		31
Tipo de Condensador		Condensador total
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	24,6
	Topo	24,7
	Fundo	25,6
	Reboiler	25,6
Temperatura (°C)	Condensador	58,4
	Topo	58,7
	Fundo	61,0
	Reboiler	61,1
Especificações	Topo	0,475% wt de propano na corrente de propileno
		Energia condensador = 14750 kW

Tabela 35: Condições de operação de design da coluna C3 splitter 2

Equipamento		T5602
Serviço		C3 Splitter 2
Número pratos		178
Tipo de pratos		Válvulas - SULZER
Pratos Alimentação		59
Tipo de Condensador		Condensador total
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	16,5
	Topo	16,6
	Fundo	17,4
	Reboiler	17,4
Temperatura (°C)	Condensador	40,1
	Topo	40,4
	Fundo	50,2
	Reboiler	50,7
Especificações	Topo	0,475% wt de propano na corrente de propileno
		Energia condensador = 14750 kW

Tabela 36: Condições de operação de design da coluna desbutanizadora

Equipamento		T6001
Serviço		Desbutanizadora
Número pratos		44
Tipo de pratos		Campânulas
Pratos Alimentação		12
Tipo de Condensador		Condensador parcial
Condições de operação		Design
Pressão (bar)	Condensador	32,35
	Topo	32,7
	Fundo	33,0
	Reboiler	33,0
Temperatura (°C)	Condensador	-44,9
	Topo	-35,6
	Fundo	88,9
	Reboiler	96,2
Especificações	Topo	1% wt de C5 na corrente de C ₄ ⁺
	Fundo	1% de C ₄ na corrente de C ₅ ⁺