

Mestrado Integrado em Engenharia Química

Estudos de Simulação Sobre a Reformulação das Unidades 3000 e 1200 da Refinaria do Porto da Petrogal

Tese de Mestrado

Desenvolvido no âmbito da disciplina de

Projecto de Desenvolvimento em Ambiente Empresarial

Helder Manuel Silva Fevereiro

Em colaboração com:



Orientador na FEUP: **Prof. Fernando Gomes Martins**

Orientador na empresa: **Engenheiro Manuel Leão Tavares**

Fevereiro de 2009

Agradecimentos

Após a realização deste projecto gostaria de agradecer a todos aqueles que me ajudaram na realização e conclusão deste projecto.

Gostaria de agradecer particularmente ao meu orientador académico, por todo o tempo, prontidão e entusiasmo que disponibilizou na análise e realização deste projecto, bem como na motivação que me incutiu.

Ao meu orientador na empresa, Engenheiro Manuel Leão Tavares pela confiança que depositou em mim para a realização deste trabalho, bem como toda a ajuda e material necessário para um bom desenrolar do estágio curricular.

Aos meus colegas de curso, Eng.º Eduardo Oliveira e Eng.º Vasco Fonseca por toda a ajuda e material necessário para o melhor entendimento deste trabalho e do funcionamento em geral da refinaria.

Finalmente a todos os outros que aqui não foram incluídos e que de alguma maneira foram uma peça importante para este estágio curricular e para o meu percurso académico que culmina na realização desta tese.

Resumo

As constantes variações na procura de produtos petrolíferos leva à necessidade do melhoramento do sistema de refinação do crude por parte da refinaria do Porto da Petrogal. Neste contexto e relativamente às unidades de destilação 3000 e 1200, a refinaria encomendou à empresa FLUOR® o desenvolvimento de modelos das novas unidades que consigam processar duas misturas de combustíveis. A mistura de *Bonny-Light* e *Marlin* e a mistura de *Saharan Blend*. Esses modelos foram construídos através da aplicação HYSYS® da empresa AspenTech®.

Neste trabalho, foi realizada uma análise aos modelos desenvolvidos de forma a possibilitar uma validação positiva. Foram analisadas com maior detalhe as unidades de destilação (T3001 - T3005, T1201 e T1202) e o trem de permuta.

Após o estudo das unidades envolvidas, corrigiram-se algumas lacunas na escolha das variáveis apropriadas para a correcta especificação dos modelos e foi modificado o tipo de reebulidores utilizados em algumas colunas (de acordo com os normalmente utilizados na refinaria do Porto da Petrogal). O trem de permuta foi também analisado e verificaram-se discrepâncias para o caso do crude mais leve, o que levou a uma posterior comparação entre os crudes existentes.

Palavras-chave: Refinação, Modelização, crude, permuta de calor, HYSYS®.

Abstract

The constant variations on petroleum products demands, leads to the improvement of the crude refining system of Petrogal Oporto Refinery. In this context and regarding distillation units 3000 and 1200, the refinery ordered to FLUOR® the development and modeling of new units for processing two types of crude oil mixtures: *Bonny-Light* with *Marlin* and *Saharan Blend*. Those models were developed using HYSYS® software from AspenTech®.

In this work, analyses were performed to the units that shown more weak points in FLUOR®'s models. Detailed analyses were made in distillation units (T3001 - T3005, T1201 and T1202) and in the heat exchanger train.

After the study of the involved units, some specification variables were modified to achieve a more robust models. The reboiler types of some columns were changed. The heat exchanger train, was also analysed and some deviations were noticed regarding the lightest crude, which lead to a later comparison between the existent crudes.

Keywords: Refining, Modeling, crude, Heat Exchange, HYSYS®.

Índice

Índice.....	i
Índice de Figuras.....	iii
Índice de Tabelas	iv
Notação e Glossário	v
1 Introdução.....	1
1.1 Enquadramento e Apresentação do Projecto.....	1
1.2 Contributos do Trabalho.....	3
1.3 Organização da Tese	3
2 Estado da Arte.....	4
3 Descrição Técnica e Discussão dos Resultados.....	6
3.1 Aprendizagem da ferramenta de simulação HYSYS®.....	6
3.1.1 Introdução do Crude e definição do modelo termodinâmico.....	6
3.1.2 Ensaio de simulação - Coluna de destilação atmosférica	7
3.1.3 Ensaio de simulação - Permutadores de calor	9
3.1.4 Desenvolvimento de subrotinas integradas no HYSYS® em VBA	10
3.2 O modelo da FLUOR®	10
3.3 Análise da Coluna de destilação atmosférica - T3001	13
3.3.1 Caso do crude <i>Bonny-Light / Marlin</i>	13
3.3.2 Caso do crude <i>Saharan Blend</i>	16
3.4 Análise das colunas de destilação secundárias - T3004/T3005	18
3.5 O Análise do circuito da nafta - T1200.....	21
3.6 Análise do trem de permuta de calor	21
3.7 Análise do crude alimentado - Caso do <i>Saharan Blend</i>	23
3.8 Diferenças entre os crudes alimentados.....	25
4 Conclusões	26
5 Avaliação do trabalho realizado.....	27
5.1 Objectivos Realizados	27

5.2	Limitações e Trabalho Futuro	27
5.3	Apreciação final	27
	Referências	28
Anexo 1	Código de VBA efectuado no HYSYS®	29
Anexo 2	Diagrama de processo apresentado pela FLUOR®	31
Anexo 3	Eficiências de pratos nas colunas	32
Anexo 4	Caracterização do Saharan Blend	33
Anexo 5	Comparação entre os modelos na mesma coluna de destilação.....	35
Anexo 6	Resultados para o trem de permuta	37

Índice de Figuras

<i>Figura 1- Fábrica de combustíveis da refinaria do Porto.....</i>	<i>2</i>
<i>Figura 2- Curva de destilação do crude Saharan Blend (TBP)</i>	<i>7</i>
<i>Figura 3- Esquema de uma unidade de separação lateral em contra-corrente.</i>	<i>9</i>
<i>Figura 4-Exemplo da interface de um permutador em HYSYS®.</i>	<i>9</i>
<i>Figura 5-Diagrama de processo simplificado realizado pela FLUOR®.....</i>	<i>10</i>
<i>Figura 6- Representação do ambiente da coluna T3001 em HYSYS®, pela FLUOR®.....</i>	<i>11</i>
<i>Figura 7- Representação do ambiente da coluna T3004 (à esquerda) e da coluna T3005 (à direita) em HYSYS®, pela FLUOR®.</i>	<i>12</i>
<i>Figura 8- Ambiente da sub-flowsheet da unidade 1200 em HYSYS®.</i>	<i>12</i>
<i>Figura 9- Modelo do reactor utilizado pela FLUOR®.</i>	<i>13</i>
<i>Figura 10- Medida da qualidade dos cortes por diferenças de ASTM (5% - 95%); fraccionamento perfeito da TBP à esquerda, fraccionamento de baixa selectividade à direita.</i>	<i>15</i>
<i>Figura 11- Esquema de um reebulidor do tipo thermosyphon sem baffle.</i>	<i>19</i>
<i>Figura 12- Passagem do reebulidor do tipo kettle para um thermosyphon.</i>	<i>19</i>
<i>Figura 13- Curvas TBP para os dois crudes.</i>	<i>24</i>
<i>Figura 14- Diferenças entre os dois crudes analisados pela FLUOR®.</i>	<i>25</i>
<i>Figura A.1- Diagrama de Processo completo apresentado pela FLUOR® (neste caso com a coluna T3004 em funcionamento para o crude Saharan Blend).</i>	<i>31</i>

Índice de Tabelas

<i>Tabela 1- Valores referentes a uma análise ASTM D86 típica de uma gasolina</i>	<i>8</i>
<i>Tabela 2- Variáveis de utilizadas para a aprendizagem da simulação da coluna de destilação</i>	<i>8</i>
<i>Tabela 3- Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica do modelo da FLUOR®, para o Caso A1 (variáveis de decisão marcadas com →)</i>	<i>14</i>
<i>Tabela 4- Alterações realizadas à coluna de destilação do modelo da FLUOR®</i>	<i>16</i>
<i>Tabela 5- Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica do modelo da FLUOR®, para o Caso B (variáveis de decisão marcadas com →)</i>	<i>17</i>
<i>Tabela 6- Comparação entre o presente estudo e o estudo GalPortoID</i>	<i>18</i>
<i>Tabela 7- Variáveis utilizadas como condições para a simulação das colunas T3004 e T3005</i>	<i>19</i>
<i>Tabela 8- Impacto da mudança dos reebulidores para thermosyphon (T3005)</i>	<i>20</i>
<i>Tabela 9- Variação das temperaturas nos permutadores iniciais e correspondentes trocas de energia</i>	<i>22</i>
<i>Tabela 10- Calores trocados nos permutadores, para o caso da FLUOR® e para o estudo GalPortoID ..</i>	<i>23</i>
<i>Tabela A.1- Eficiências das colunas das unidades T3001, T3004 e T3005</i>	<i>32</i>
<i>Tabela A.2- Caracterização do Saharan Blend utilizado no estudo da unidade</i>	<i>33</i>
<i>Tabela A.3- Resultados obtidos na comparação entre os modelos considerando as mesmas especificações para a coluna</i>	<i>35</i>
<i>Tabela A.4- Diferenças nos andares entre as simulações</i>	<i>36</i>
<i>Tabela A.5- Resultados dos permutadores e da fornalha no trem de permuta para o caso do modelo apresentado pela FLUOR®</i>	<i>37</i>

Notação e Glossário

L_R	Quantidade não vaporizada que entra no reebulidor	$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$
P_I	Ponto inicial da curva ASTM	-
P_F	Ponto final da curva ASTM	-
R_{REB}	Razão de reebulição	(m/m)
v_{VP}	Vaporização	(m/m)
V_R	Quantidade vaporizada que entra no reebulidor	$\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$

Lista de Siglas

ASTM	<i>American standards for testing and materials</i>
BL-Ma	Mistura do crude <i>Bonny-Light</i> com 45% e do <i>Marlin</i> com 55% em volume
LK	Equação de estado de <i>Lee-Kesler</i>
LPG	<i>Liquefied Petroleum Gas</i> (Gás de petróleo Liquefeito - GPL)
PP01	Arrefecedor lateral da coluna T3001 (<i>Top Pump-Around</i>)
PP02	Arrefecedor lateral da coluna T3001 (<i>Mid Pump-Around</i>)
PP03	Arrefecedor lateral da coluna T3001 (<i>Bottom Pump-Around</i>)
PR	Equação de estado de <i>Peng-Robinson</i>
RPP	Refinaria do Porto da Petrogal
SRK	Equação de estado de <i>Soave-Redlich-Kwong</i>
SS01	Separador lateral T3002 (primeira unidade de <i>stripping</i>)
SS02	Separador lateral T3003 (segunda unidade de <i>stripping</i>)
TBP	<i>True Boiling Point</i> (Temperatura de ebulição verdadeira)
VBA	<i>Visual Basic for Applications</i>

1 Introdução

1.1 Enquadramento e Apresentação do Projecto

O Petróleo é um dos bens mais reclamados em todo o mundo. A larga utilização de produtos de base petrolífera faz diminuir as reservas existentes. Este consumo faz com que o crude tenha que ser extraído em águas mais profundas, sendo naturalmente mais denso. A utilização de crudes mais pesados implica uma diminuição das quantidades de produtos mais leves e um aumento da quantidade de resíduo a serem separados nas unidades de destilação atmosférica (Wauquier, 1995a).

A Galp Energia através do investimento numa nova unidade de destilação sob vácuo, vai permitir o tratamento do resíduo proveniente da destilação atmosférica e maximizar a sua conversão em produtos mais rentáveis e conseqüentemente na cobertura das actuais necessidades do mercado (Fonseca, 2008).

O objectivo principal desta reformulação é a utilização de crudes de densidade intermédia resultante de uma mistura de duas fontes diferentes. O *Marlin*, crude pesado de origem Brasileira e o *Bonny-Light*, mais leve de origem Nigeriana. Esta mistura corresponde a um petróleo bruto cuja transformação satisfaz as necessidades actuais tanto em produtos mais leves (gasolinas e gases de petróleo) como em produtos mais pesados (gasóleo e querosene) (OPEC, 2008).

De modo a acomodar a transformação da nova mistura de crudes, torna-se necessário a reformulação do circuito central de refinação da refinaria do Porto, nomeadamente as unidades 3000 e 1200. A empresa de engenharia FLUOR[©] desenvolveu modelos para estas unidades no processamento desta mistura e de uma rama leve (*Saharan Blend*). Esses modelos foram suportados no simulador HYSYS[®], da AspenTech[©]. Esta ferramenta de simulação permite o desenvolvimento de sistemas integrados de unidades, que simulam o real funcionamento das instalações prevendo o comportamento das unidades, com as quantidades e as qualidades das matérias-primas e produtos desejadas.

É nesta reformulação que incide o presente trabalho. Qualquer reformulação necessita de uma modelização precisa e capaz de satisfazer os interesses da refinaria. Assim sendo, os principais objectivos deste trabalho consistem na validação dos modelos desenvolvidos pela FLUOR[©] e na determinação e correcção de lacunas existentes nesses modelos. Como é do conhecimento geral a simulação deste tipo de sistemas é complexa e a análise detalhada de algumas unidades é normalmente uma tarefa morosa.

As unidades 3000 e 1200 da RPP são compostas por várias operações unitárias. O trem de permuta, as colunas de destilação, o reactor de dessulfuração, as bombas e os compressores, são alguns dos equipamentos que se podem encontrar nestas unidades. Apesar da fábrica de combustíveis não ser constituída apenas pelas unidades 3000 e 1200, estas duas unidades apresentam-se como o sistema principal de refinação do petróleo bruto (Figura 1, a verde).

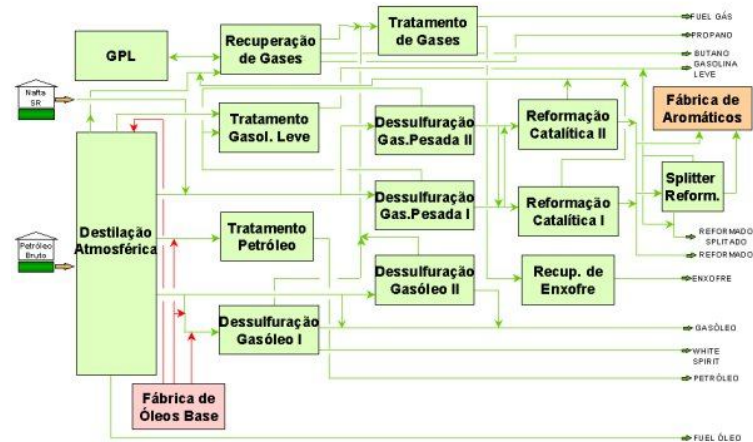


Figura 1- Fábrica de combustíveis da refinaria do Porto

O trabalho está distribuído em várias etapas:

1. Desenvolvimento de competências em HYSYS®, bem como a pesquisa de material de apoio para a determinação da sua aplicação e potencialidade;
2. Estudo e determinação de parâmetros, normas e critérios específicos para a correcta análise, simulação e validação de sistemas de refinação, principalmente a nível das colunas referentes à unidade de destilação atmosférica;
3. Análise dos modelos existentes na refinaria bem como dos modelos desenvolvidos pela FLUOR®. Comparativos das variáveis, temperatura, pressão e caudais entre ambos os modelos;
4. Determinação de lacunas nos modelos desenvolvidos pela FLUOR®;
5. Desenvolvimento de modelos tendo em atenção os pontos assinalados anteriormente;
6. Análise das implicações das correcções.

1.2 Contributos do Trabalho

Este trabalho teve como principal objectivo a validação de modelos de unidades da RPP. O conhecimento adquirido neste trabalho é importante para a refinaria, uma vez que esta fica com a validação mais sustentada dos modelos das unidades 3000 e 1200. Modelos de simulação credíveis destas unidades necessitam de estudos bastante aprofundados, devido à complexidade das unidades envolvidas. O desenvolvimento de mecanismos expeditos para a criação de relatórios sobre a informação relevante dos modelos tornou-se um complemento na detecção de eventuais lacunas bem como na clarificação dos resultados obtidos pela FLUOR®.

Este trabalho também contribuiu para conhecer mais detalhadamente o impacto energético do novo trem de permuta, principalmente no processamento do *Saharan Blend*.

1.3 Organização da Tese

A tese está organizada em 5 capítulos.

O Capítulo 1 apresenta sucintamente o objectivo do trabalho bem como a necessidade da sua implementação. Enquadra-se o trabalho na situação actual da refinaria e finalmente descreve-se os passos realizados durante a execução.

O Capítulo 2 diz respeito ao estado da arte, onde é abordada a situação técnica actual da utilização de simuladores. São apresentados alguns simuladores e são referidos alguns trabalhos onde esses simuladores tiveram impactos positivos.

O Capítulo 3 refere a descrição técnica do trabalho, bem como a apresentação dos resultados. São apresentados neste capítulo os detalhes mais complexos sobre o trabalho que não são referidos anteriormente e apresentam-se as alterações aplicadas aos modelos bem como as respectivas justificações.

O Capítulo 4 é o capítulo das conclusões. Como o nome indica, neste capítulo apresentam-se as principais conclusões obtidas durante o trabalho, e onde se efectua com clareza a validação dos modelos.

O Capítulo 5 diz respeito à avaliação do trabalho realizado, mais especificamente aos objectivos cumpridos e à realização de trabalhos futuros. Neste capítulo descreve-se também o grau de satisfação com o trabalho realizado bem como a sua utilização.

2 Estado da Arte

O elevado crescimento económico mundial induz num crescente interesse pela tecnologia. A volatilidade dos mercados económicos obrigam às empresas a dispor de uma engenharia de qualidade de maneira a conseguir permanecer competitivamente no mercado. Assim, para uma engenharia de qualidade superior torna-se necessário utilizar tecnologias de alto nível. A engenharia do processo não foge à regra e de maneira a conseguir otimizar desempenhos e maximizar recursos, fez surgir em 1981 as primeiras ferramentas de simulação e modelização (Aspentech, 2008).

As ferramentas de simulação permitem enfrentar os desafios propostos pelas empresas e que eficientemente executam projectos fiáveis com menor esforço. Estas ferramentas são mais-valias importantes no desenvolvimento de novos projectos e na optimização das unidades existentes. A eficiência e fiabilidade introduzida por estas ferramentas nos processos, desempenham um papel decisivo para a sua escolha, bem como para os métodos, modelos e escolhas a adoptar (ARC insights, 2004).

Para o projecto/simulação de processos estão disponibilizadas várias ferramentas de simulação no mercado.

Em Setembro de 2004, a KBC Process Technology, Lda, detentora do simulador Petro-SIM®, descreveu esta aplicação informática como o primeiro simulador capaz de ser utilizado com relativa facilidade na simulação de refinarias, desde a mistura do crude até aos produtos finais. Adicionalmente, em Novembro de 2004 foi lançada a segunda versão deste simulador, onde com uma nova interface gráfica e com possibilidade de estimar rigorosamente propriedades físicas e termodinâmicas dos crudes (Ondrey, 2005).

A AspenTech® apresenta um conjunto de aplicações que estão direccionadas para todo o desenvolvimento processual. Em Março de 2005, esta empresa lançou para o mercado novos modelos para reactores de hidrocraqueamento e de hidrotreatamento através da aplicação RefSYS®, com aplicações em simulações múltiplas e na optimização de processos. Este lançamento permitiu à AspenTech® desenvolver conjuntamente com outros modelos já existentes (como o modelo de um reactor catalítico de craqueamento em fluidos) o simulador AspenONE® com múltiplos sistemas integrados. Com base nisto, as refinarias puderam pela primeira vez, desenvolver num único diagrama processual, múltiplas unidades processuais com versatilidade operacional e que permitem contribuir para a obtenção de respostas e decisões (Ondrey, 2005).

Presentemente, existem várias ferramentas com idênticas potencialidades de diversas companhias. Salientam-se as ferramentas Aspen Plus® e Aspen HYSYS® da empresa

Aspentech® (futuramente referidos como PLUS® e HYSYS®), ProII® da empresa SimSci-Esscor®, Promax® da empresa Brian Research and Engineering® (BR&E). Destas ferramentas umas são mais direccionadas para a indústria química em geral (como o PLUS e o ProII) e outras para indústrias mais específicas como o HYSYS®, para a indústria da refinação e petroquímica. Esta ferramenta, através do seu sistema de resolução modular permite resolver as equações respeitantes a cada unidade independentemente, de maneira a obter as variáveis que respeitem as várias condições impostas. Além da informação ser processada como é introduzida, todos os resultados obtidos em qualquer cálculo, são automaticamente introduzidos no diagrama de processo em todas as direcções, ou seja, a estrutura modular das operações permite que condições obtidas em correntes de saída sejam reproduzidas em correntes de entrada e vice-versa. Todo o processo é simplificado, otimizando tanto o desenvolvimento dos modelos como o próprio processamento dos dados, obtendo-se resultados imediatos (AspenTech, 2006).

Porém, a utilização destas aplicações acarreta custos elevados. Os custos de licenciamento dos simuladores variam aproximadamente entre os 30.000 e os 300.000 USD/ano, dependendo do tamanho da refinaria. No entanto considerando que os benefícios da utilização rondam os 0,50 USD/barril de crude, então uma refinaria típica poupa em média 50.000 USD/dia (um processamento de cerca de 10.000 toneladas de crude por dia) (Ondrey, 2008). Assim, utilização destas aplicações corresponde a uma possibilidade para a redução de custos.

Existem no entanto limitações ao uso destas ferramentas, frequentemente relacionadas com as dificuldades de convergência dos sistemas integrados. As variáveis introduzidas são variáveis com uma elevada amplitude de variação e a presença de múltiplos estágios de convergência pode traduzir-se numa resposta inadequada ou mesmo impossível do sistema. Torna-se evidente que a utilização de ferramentas de simulação como as anteriormente apresentadas não dispensa de um conhecimento adequado dos sistemas.

A utilização de simuladores está presente em todas as grandes refinarias e a refinaria do Porto não é excepção. Por exemplo, entre 2004 e 2007 e no âmbito de um projecto conjunto realizado pela Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto e pela refinaria sobre a modelização, simulação e optimização de unidades da fábrica de combustíveis da RPP, através do simulador ProII®, concluiu-se que a utilização de uma mistura de um crude leve e outro pesado oferecia mais rendimento em gasóleo do que a utilização apenas do crude leve. Mostrava também limitações à quantidade de crude leve a ser processado, pelo que haveria necessidade de uma reformulação da unidade (GalPortoID, 2007).

3 Descrição Técnica e Discussão dos Resultados

A validação de modelos de unidades de refinação pode tornar-se bastante complexa uma vez que esses modelos apresentam um elevado número de operações unitárias bem como um nível de integração também elevado.

Todos processos de validação são iniciados com um estudo prévio dos modelos. O conhecimento dos pressupostos dos modelos é também uma parte do trabalho que não pode ser ignorada.

O trabalho desenvolvido evoluiu em oito pontos descritos seguidamente de uma forma sequencial.

3.1 Aprendizagem da ferramenta de simulação HYSYS®

A aprendizagem da ferramenta de simulação HYSYS® da empresa AspenTech® foi efectuada com base na experimentação de modelos já desenvolvidos pela RPP. O crude no seu todo e os modelos termodinâmicos foram de vital importância para o correcto funcionamento das unidades. Foram realizadas diversas simulações respeitantes à coluna de destilação atmosférica e aos permutadores de calor utilizando várias condições. Por fim foi necessário desenvolver um módulo em VBA integrado na própria aplicação, que permite fazer uma selecção mais adequada dos dados provenientes da simulação e exportá-los directamente para o MS Excel®.

3.1.1 Introdução do Crude e definição do modelo termodinâmico

A criação de um modelo de simulação começa com a definição quantitativa e qualitativa da matéria-prima utilizada. Neste caso, trata-se de um crude, sendo usado o *Saharan Blend*. A definição qualitativa do crude é uma tarefa complexa, pela enormidade de compostos que este contém. No entanto, este é frequentemente decomposto em parcelas de acordo com critérios de separação e atendendo à temperatura de ebulição verdadeira (TBP). A estas parcelas dá-se o nome de pseudo-componentes e correspondem a agregados de componentes que entram em ebulição a uma temperatura idêntica. A Figura 2 apresenta uma curva de destilação em função da sua fracção volúmica.

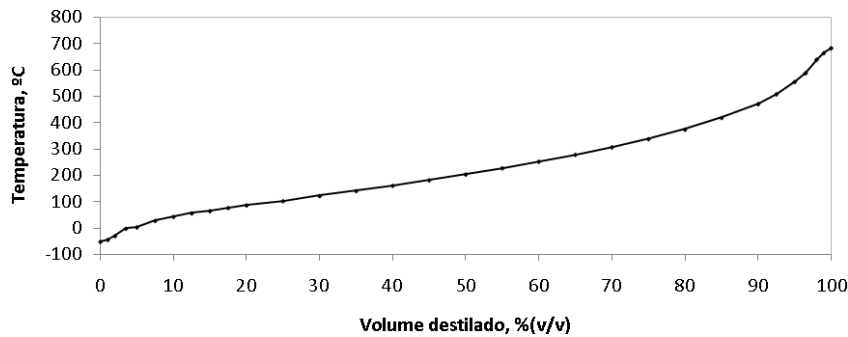


Figura 2- Curva de destilação do crude Saharan Blend (TBP)

Além da informação referida anteriormente é importante definir adequadamente as correlações que permitem avaliar as principais propriedades termodinâmicas. Assim, um modelo de simulação deve atender a um conjunto de informação variada incluindo também a escolha dos melhores métodos numéricos que permitam obter resultados válidos dos modelos de simulação. Nesse contexto, estão disponíveis no HYSYS® diferentes tipos de pacotes termodinâmicos, uns ideais e outros não ideais, dos quais alguns são versados para a indústria transformadora do petróleo. Os mais importantes que devem ser considerados para as simulações de unidades de petrolíferas são os modelos *SRK*, *LK* e *PR* (Wauquier, 1995b). Estes pacotes termodinâmicos conseguem calcular com bastante exactidão as propriedades de líquidos e de vapor dos componentes correspondentes, tanto em misturas, diluições ou no seu estado puro.

3.1.2 Ensaio de simulação – Coluna de destilação atmosférica

A coluna de destilação principal é talvez a unidade mais importante dos modelos. É nesta coluna que se faz a separação do crude em nafta, querosene, gasóleo e resíduo atmosférico. Esta distribuição é realizada de acordo com critérios de selecção da qualidade e quantidade de cada um dos produtos. Estes critérios são impostos através de normas padronizadas da qualidade do crude definidos pela *American Society for Testing and Materials*. Correntemente existem várias normas aplicadas à destilação atmosférica do crude, das quais se podem identificar as normas ASTM D86 e ASTM 1160. A diferença entre estas corresponde à temperatura máxima à qual o crude é destilado. Para temperaturas superiores a 340°C o crude começa a sofrer um processo de craqueamento. Assim, em situações onde se apresenta uma temperatura máxima (fundo da coluna) inferior a 340°C utiliza-se a norma ASTM D86 e para temperaturas superiores a 340°C utiliza-se a norma ASTM D1160 até um máximo de 400°C (Wauquier, 1995a).

Tabela 1- Valores referentes a uma análise ASTM D86 típica de uma gasolina

Volume Destilado, %	Temperatura, °C
P_I	33,0
5	42,5
10	45,5
20	50,0
30	55,0
40	62,5
50	75,0
60	99,0
70	131,0
80	151,5
90	167,5
95	177,5
P_F	183,5

Nota: Adaptado de Wauquier, 1995a.

Nesta fase, o modelo desenvolvido para a coluna T3001 baseou-se em informação correspondente ao funcionamento real da coluna T3001 no processamento do crude *Saharan Blend* e em dados obtidos da literatura (Wauquier, 1995a).

Tabela 2- Variáveis de utilizadas para a aprendizagem da simulação da coluna de destilação

Propriedades	Unidades	Valor	Propriedades	Unidades	Valor
Crude alimentado	ton/h	150	Andares da coluna	-	24
Água no Crude	ton/h	7,5	Andares no SS01	-	2
Temperatura do crude	°C	20	Andares no SS02	-	2
Pressão do crude	bar	10,13	Eficiência nos andares	%	100
Temperatura de entrada	°C	337,6	ΔT do PA01	°C	60
Pressão de entrada	bar	3,04	Caudal do PA01	m ³ /h	80
Temperatura do vapor	°C	240	ΔT do PA02	°C	80
Pressão do vapor	bar	5,07	Caudal do PA02	m ³ /h	100
Vapor na coluna 1	ton/h	3	ΔT do PA03	°C	40
Vapor no SS01	ton/h	1	Caudal do PA03	m ³ /h	50
Vapor no SS02	ton/h	1	ASTM D86 da Nafta	°C	145
Pressão no condensador	bar	1,12	ASTM D86 do Querosene	°C	230
Pressão no fundo	bar	2,13	ASTM D86 do Gasóleo	°C	370
Calor da fornalha	Gcal/h	80,6	Caudal não condensado	kg/h	0

O modelo obtido permite perceber o funcionamento deste tipo de colunas de destilação, incluindo o funcionamento de operações secundárias inerentes ao funcionamento da coluna, como as unidades de separação laterais (SS01 e SS02) e os arrefecimentos laterais (PP01, PP02 e PP03). As colunas de separação laterais são constituídas por pratos, à semelhança da coluna

de destilação principal. Nestas colunas laterais, a corrente líquida proveniente da coluna principal, entra pelo topo, onde entra em contacto uma corrente de vapor, que passa em contra-corrente de maneira a vaporizar os compostos mais leves e assim controlar a qualidade da corrente de saída no fundo.

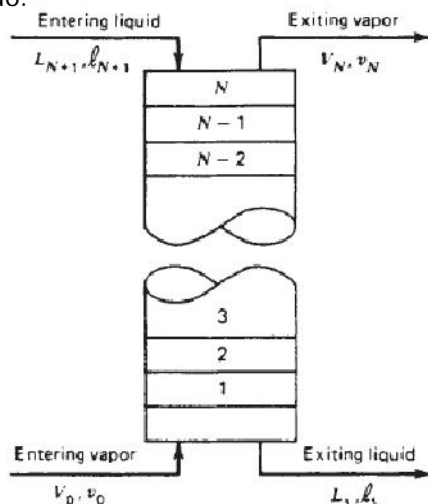


Figura 3- Esquema de uma unidade de separação lateral em contra-corrente.

São utilizados dois separadores laterais de maneira a serem obtidas a corrente de gasóleo e a corrente de querosene. Relativamente aos arrefecimentos laterais, estes são usados em três pontos estratégicos da coluna. Isto vai permitir o arrefecimento das correntes removidas da coluna em permutadores colocados no processo e o retorno em pratos superiores. O principal objectivo é controlar as correntes internas da coluna principal e evitar consumos exagerados de energia no condensador.

3.1.3 Ensaios de simulação – Permutadores de calor

Foi analisado o funcionamento dos permutadores de calor, através da ferramenta Aspen HTFS[®] e Aspen TASC[®]. Esta análise permite verificar como os permutadores presentes no trem de permuta do modelo foram projectados. Visto que os permutadores de calor apresentam diversas variáveis de projecto, apenas podem ser efectuados cálculos de balanços energéticos e analisar o desvio destes com os verdadeiramente projectados.

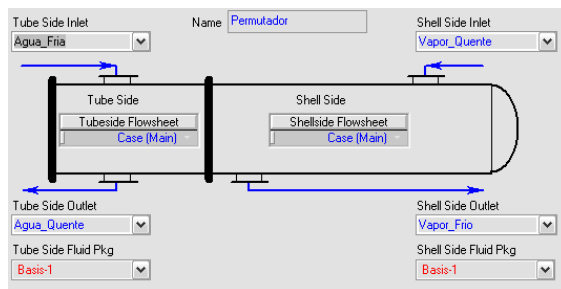


Figura 4-Exemplo da interface de um permutador em HYSYS[®].

3.1.4 Desenvolvimento de subrotinas integradas no HYSYS® em VBA

Parte integrante de qualquer processo é a recolha de dados que permita uma posterior análise. No entanto, a quantidade de informação disponível do modelo de simulação forçou a busca de uma forma de tornar esta recolha mais fácil e mais viável. Após ler o manual da aplicação HYSYS®, foi verificada a possibilidade de se poder trabalhar com VBA. Foi desenvolvido um módulo interno em HYSYS®, que permite obter de uma forma instantânea e estruturada a recolha de dados provenientes das diversas operações unitárias presentes no modelo. O módulo foi codificado de maneira a serem obtidos os caudais mássicos e energéticos de cada corrente, bem como as correspondentes pressões e temperaturas. Posteriormente, estes dados foram colocados numa folha de cálculo de nome "Folha" no próprio modelo do HYSYS®. A programação correspondente a este módulo encontra-se no Anexo 1.

3.2 O modelo da FLUOR®

O presente trabalho como já foi referido consiste na validação dos modelos apresentados pela FLUOR®. Este modelo corresponde à situação inicial apresentada à RPP.

Este modelo divide-se em duas partes distintas. O trem de permuta na parte inferior e as unidades de destilação na parte superior. Pode-se verificar o modelo simplificado na figura seguinte e com mais detalhe no Anexo 2.

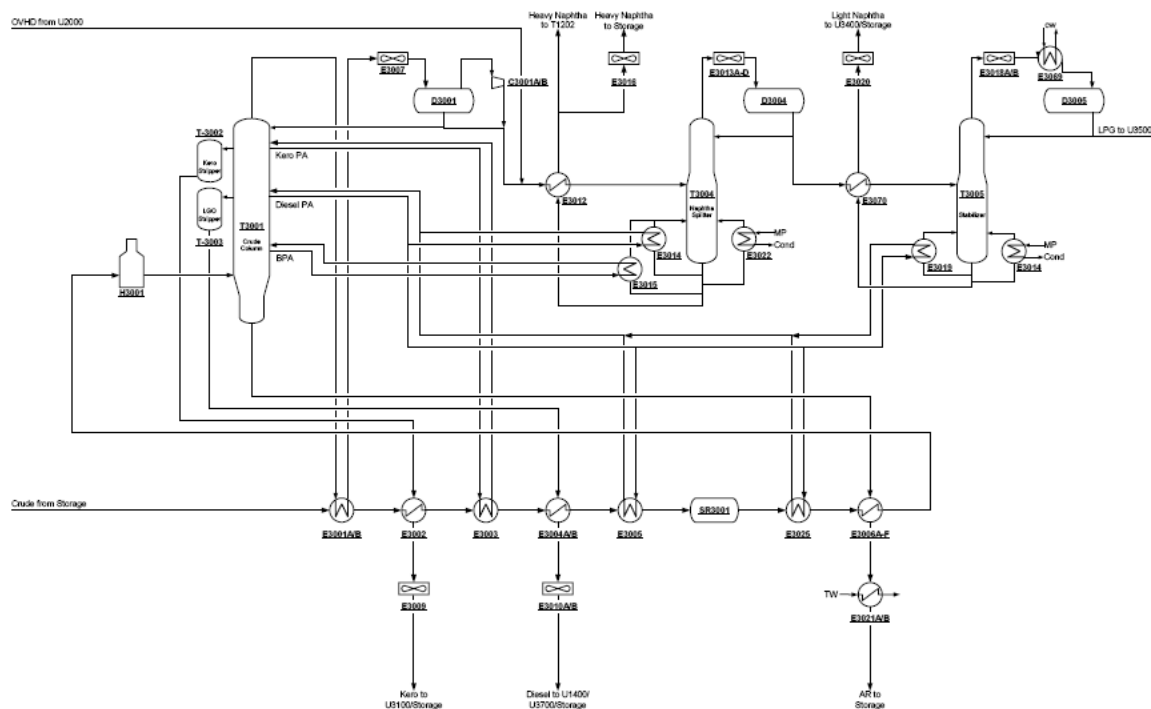


Figura 5-Diagrama de processo simplificado realizado pela FLUOR®.

5,63 bar, a coluna T3005 apresenta uma variação de 11,79 para 12,09 bar entre o topo e o fundo.

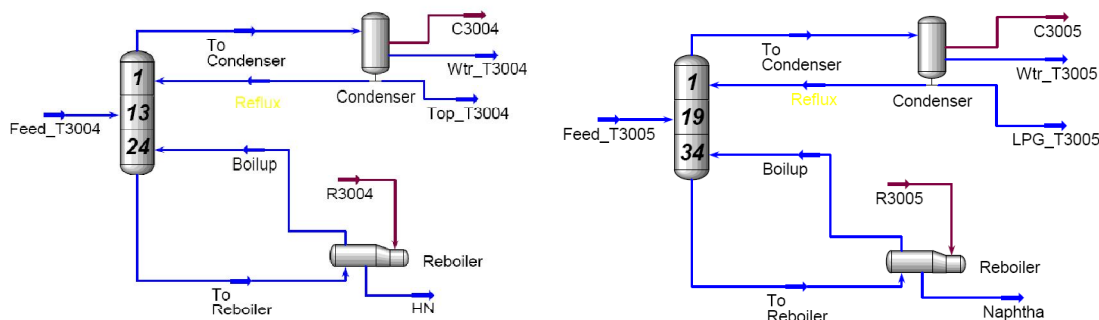


Figura 7- Representação do ambiente da coluna T3004 (à esquerda) e da coluna T3005 (à direita) em HYSYS®, pela FLUOR®.

Pode-se verificar através da Figura 7, a presença de reebulidores acoplados às respectivas colunas de destilação. Porém, segundo o diagrama processual da refinaria os reebulidores das duas unidades são permutadores de calor nos quais as correntes quentes são proveniente da coluna de destilação principal e de vapor proveniente de uma fonte externa.

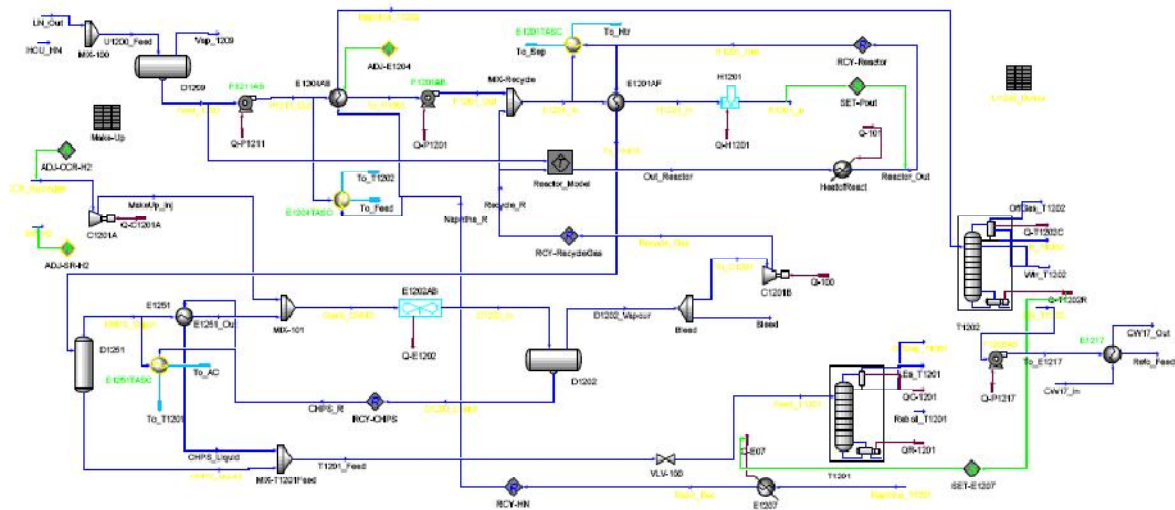


Figura 8- Ambiente da sub-flowsheet da unidade 1200 em HYSYS®.

A Figura 8 apresenta o modelo desenvolvido em HYSYS® pela FLUOR® para a unidade 1200. Como se pode ver na Figura 8, este modelo é mais simples que o modelo da unidade 3000. As unidades mais importantes são as unidades de destilação T1201 e T1202 e o reactor de dessulfuração, R1201. As colunas de destilação T1200 e T1202 têm uma configuração semelhante às colunas de destilação T3004 e T3005 (vide Figura 5). No entanto, o seu perfil de pressões é bastante diferente. O perfil de pressões da coluna T1201 varia entre os 13,40 e os 14,00 bar ao longo dos seus 30 pratos, mais condensador e reebulidor. Por sua vez, a

coluna T1202 apenas varia de 1,60 para 2,40 bar, em 34 mais 2 pratos (condensador e reebulidor).

Apesar dos reebulidores e dos condensadores das colunas T1201 e T1202 terem uma configuração semelhante aos da T3004 e da T3005, o fluído aquecedor utilizado é apenas vapor (onde era utilizado vapor e a corrente proveniente do PP02).

Relativamente ao reactor R1201, esta unidade foi simulada utilizando um conjunto de adições e separações dos componentes.

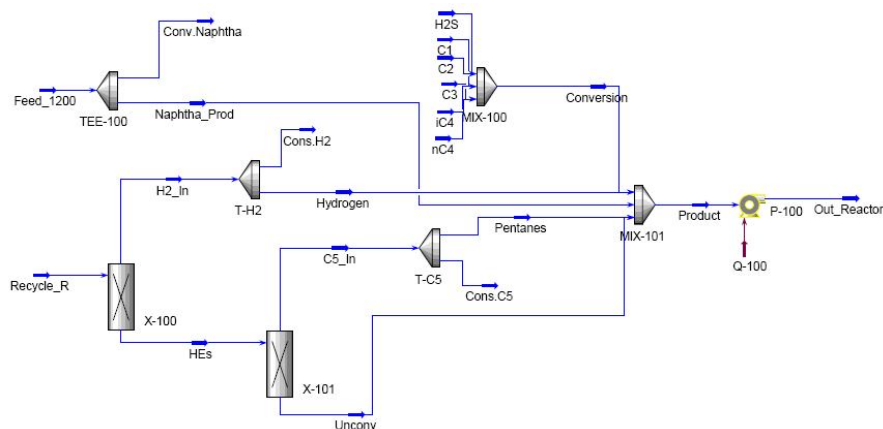


Figura 9- Modelo do reactor utilizado pela FLUOR®.

A capacidade do enxofre criar ligações com muitos compostos presentes no crude impossibilita o conhecimento total dos parâmetros cinéticos envolvidos no reactor de dessulfuração. De maneira a conseguir uma remoção de compostos de enxofre foi desenvolvido um sistema de adições e remoções idêntico ao que foi utilizado no modelo, como se pode ver na figura anterior, onde se removem hidrocarbonetos do tipo C5 e hidrogénio e se adicionam H₂S e hidrocarbonetos mais leves, de maneira a simular a formação de sulfureto de hidrogénio. Pode-se dizer então que apesar de este modelo não ser o modelo mais apropriado para simular o reactor, é uma escolha possível apresentando resultados aceitáveis.

3.3 Análise da Coluna de destilação atmosférica - T3001

3.3.1 Caso do crude *Bonny-Light / Marlin*

A Refinaria do Porto da Petrogal pretende tratar 12000 toneladas diárias de um crude mais pesado. Esse crude corresponde a uma mistura entre os petróleos brutos *Marlin* e *Bonny-Light*, com uma composição de 55% e de 45% em volume, respectivamente. Sendo a coluna

atmosférica a unidade central desta fábrica, necessita de uma modelização eficiente e que represente com exactidão os valores de operação. Os resultados estão expressos na Tabela 3.

Tabela 3- Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica do modelo da FLUOR®, para o Caso A1 (variáveis de decisão marcadas com →)

Propriedades	Unidades	Especificações		FLUOR®
Reflux Ratio	(m/m)	-	-	1,590
Distillate Rate	ton/h	→	52,80	52,80
Reflux Rate	ton/h	-	-	84,04
Vap Prod. Rate	ton/h	→	0	$1,322 \times 10^{-8}$
Btms Prod. Rate	ton/h	-	-	259,0
Stripp3002 Prod.Flow	ton/h	→	47,50	47,50
Stripp3003 Prod.Flow	ton/h	→	140,7	140,7
Top_PA_Rate (PP01)	ton/h	→	150	150,0
Top_PA_DT (PP01)	°C	-	-	74,67
Top_PA_Duty (PP01)	GJ/h	→	-28,0	-27,97
Mid_PA_Rate (PP02)	ton/h	→	381,0	380,6
Mid_PA_DT (PP02)	°C	-	-	51,427
Mid_PA_Duty (PP02)	GJ/h	→	-54,0	-50,7
Btm_PA_Rate (PP03)	ton/h	→	40,15	40,15
Btm_PA_DT (PP03)	°C	-	-	291,121
Btm_PA_Duty (PP03)	GJ/h	→	-29,0	-29,14
Temp_Condenser	°C	-	-	48,174
Naphtha_ASTM_D86	°C	-	-	151,383
Kerosene_ASTM_D86	°C	-	-	231,848
Diesel_ASTM_D86	°C	-	-	368,637
Feed / Condenser Ratio	(m/m)	-	-	0,168
Kerosene - Naphtha Gap	°C	-	-	24,669
Diesel - Kerosene Gap	°C	-	-	15,563
Atm.Residue - Diesel Gap	°C	-	-	5,243
Pressure Condenser	bar	→	1,41	1,41
Pressure 1st Stage	bar	→	1,99	1,99
Pressure Last Stage	bar	→	2,23	2,23

Pode verificar-se pela análise da Tabela 3 que algumas variáveis de decisão não são as mais indicadas. A especificação de caudais mássicos fixos induz na obtenção de produtos com características diferentes face a alterações, mesmo de pequena dimensão, na alimentação, ou seja, a fixação de todos os caudais menos o de resíduo, vai provocar que o aumento da quantidade de crude à entrada torne todos os produtos mais leves, constituindo um dos maiores problemas deste modelo (deveria ser obtida a mesma qualidade independentemente da quantidade de crude alimentada). Além disto, também se verifica que relativamente aos

arrefecimentos laterais foram fixados os calores trocados. Neste caso é preferível escolher as variações de temperatura como variáveis de decisão em vez dos calores, pela simples razão de controlar o perfil de temperaturas na coluna. Isto influencia a qualidade dos produtos resultantes, ou seja, caso exista algum desvio no perfil interno da coluna controla-se esse desvio de maneira a que a diferença entre a entrada e a saída dos arrefecedores laterais (PP01, PP02 e PP03) seja sempre constante.

As variáveis apresentadas referem as quantidades dos fluidos na coluna e não as suas qualidades. A qualidade dos produtos pode ser analisada através da norma ASTM D86 (a 95%) ou dos intervalos entre os pontos de corte dos determinados produtos (5% - 95%) (Wauquier, 1995b).

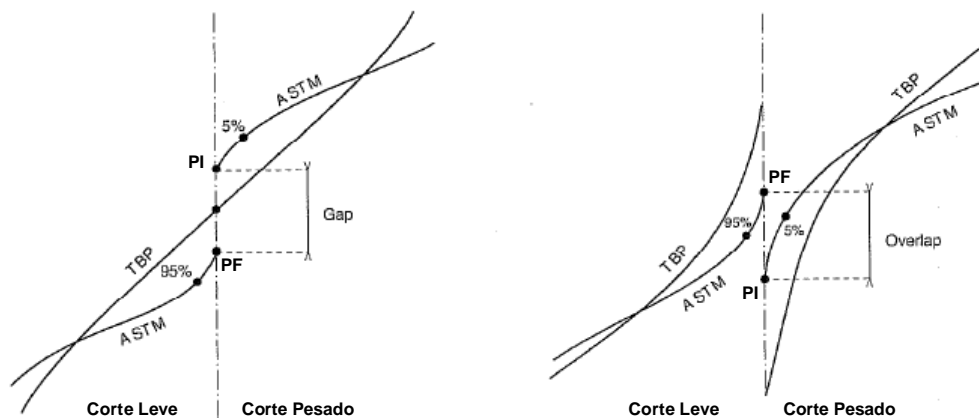


Figura 10- Medida da qualidade dos cortes por diferenças de ASTM (5% - 95%); fraccionamento perfeito da TBP à esquerda, fraccionamento de baixa selectividade à direita.

Quanto menor o desvio entre a maior temperatura do corte mais leve e a menor temperatura do corte mais pesado, melhor a qualidade do crude (tanto para desvios positivos - "gaps", como para desvios negativos - "overlaps").

Verifica-se na Tabela 3 que as diferenças nos pontos de corte considerando 5% do corte mais pesado e 95% do corte mais leve, para o modelo da FLUOR®, apresentam três desvios positivos ("gaps") de 25, 16 e 5 °C. Os valores típicos para este tipo de sistemas rondam os 20, 10 e 0°C, respectivamente (Wauquier, 1995b). Assim sendo, pode-se verificar que estes valores estão ligeiramente acima dos tipicamente considerados.

Houve necessidade de rectificar o modelo apresentado de maneira a conter as qualidades dos produtos obtidos e procedeu-se à realização de uma nova simulação utilizando as variáveis apresentadas na Tabela 4.

Tabela 4- Alterações realizadas à coluna de destilação do modelo da FLUOR®

<i>Propriedades</i>	<i>Unidades</i>	<i>Especificações</i>	
Vap Prod. Rate	ton/h	→	0
Top_PA_Rate (PP01)	ton/h	→	150
Top_PA_DT (PP01)	°C	→	74,7
Mid_PA_Rate (PP02)	ton/h	→	381,0
Mid_PA_DT (PP02)	°C	→	51,4
Btm_PA_Rate (PP03)	ton/h	→	40,15
Btm_PA_DT (PP03)	°C	→	291,1
Naphtha_ASTM_D86	°C	→	151,4
Kerosene_ASTM_D86	°C	→	231,9
Diesel_ASTM_D86	°C	→	368,6

Os resultados obtidos após a convergência do novo sistema permitem verificar a semelhança entre os dois casos. Os resultados apresentam diferenças mínimas, de variações máximas de 1%. No entanto, a dificuldade de convergência com as novas variáveis de decisão é maior, pelo que pode ser necessário a obtenção de uma convergência antes de alterar para estas variáveis.

Visto o BL-Ma ser um novo crude alimentado à coluna, a inexistência de bases comparativas ou de mais dados comparativos não permite analisar com maior detalhe a influência deste crude no sistema de refinação. Apenas é possível analisar de um ponto de vista técnico a sua consequência nas unidades envolvidas, bem como as variáveis utilizadas para a sua convergência.

3.2.2 Caso do crude *Saharan Blend*

Para o caso do *Saharan Blend*, algumas alterações têm de ser revistas relativamente à coluna de destilação. Neste caso é utilizado o crude *Saharan Blend* (caracterização do *Saharan Blend* no Anexo 4) como matéria-prima de todos os produtos transformados na fábrica de combustíveis. Este crude é um crude muito leve e apresenta algumas limitações na nova reformulação da unidade. Uma das diferenças relativamente ao caso do BL-Ma é a presença de uma fase de vapor no condensador. O crude é muito leve e dá origem a que grande parte da alimentação se direcione para o topo da coluna. Pode verificar-se essa diferença através do rácio entre a alimentação e o condensador ("*Feed to Condenser Ratio*"), superior para este caso. Os dados relativos à simulação da coluna T3001 para o caso do *Saharan Blend*, estão apresentados na Tabela 5.

Pela análise da Tabela 5, verifica-se que o modelo suscita dúvidas. Era de esperar que não se conseguisse condensar todo o vapor que chega ao condensador para a temperatura

considerada no condensador. A presença de uma eventual fase de vapor no destilado poderia comprometer o funcionamento da bomba a jusante, provocando a cavitação e destruindo o equipamento. Simulações anteriormente realizadas com esta coluna de destilação e com este crude (GalPortoID, 2007) permitiram obter resultados diferentes destas simulações, posteriormente abordadas.

Foi formulada a hipótese do modelo da coluna não simular adequadamente a coluna real. Porém, esta hipótese foi excluída após a introdução dos mesmos parâmetros da coluna simulada no estudo de 2007, permitindo verificar a robustez do modelo actual (Tabela 6).

Tabela 5- Parâmetros da Coluna de destilação atmosférica do modelo da FLUOR®, para o Caso B (variáveis de decisão marcadas com →)

Propriedades	Unidades	Especificações		FLUOR®
Reflux Ratio	(m/m)	-	-	0,739
Distillate Rate	ton/h	→	109,9	109,9
Reflux Rate	ton/h	-	-	81,28
Vap Prod. Rate	ton/h	→	0	$1,039 \times 10^{-8}$
Btms Prod. Rate	ton/h	-	-	108,7
Stripp3002 Prod.Flow	ton/h	→	57,71	57,72
Stripp3003 Prod.Flow	ton/h	→	98,86	98,86
Top_PA_Rate (PP01)	ton/h	→	150,0	150,0
Top_PA_DT (PP01)	°C	-	-	67,15
Top_PA_Duty (PP01)	GJ/h	→	-26,57	-26,57
Mid_PA_Rate (PP02)	ton/h	→	380,6	380,6
Mid_PA_DT (PP02)	°C	-	-	48,15
Mid_PA_Duty (PP02)	GJ/h	→	-52,50	-52,50
Btm_PA_Rate (PP03)	ton/h	→	98,00	98,00
Btm_PA_DT (PP03)	°C	-	-	141,53
Btm_PA_Duty (PP03)	GJ/h	→	-40,10	-40,10
Temp_Condenser	°C	-	-	40,47
Naphtha_ASTM_D86	°C	-	-	151,36
Kerosene_ASTM_D86	°C	-	-	239,16
Diesel_ASTM_D86	°C	-	-	365,60
Feed / Condenser Ratio	(m/m)	-	-	0,216
Kerosene - Naphtha Gap	°C	-	-	20,36
Diesel - Kerosene Gap	°C	-	-	2,05
Atm.Residue - Diesel Gap	°C	-	-	-13,27
Pressure Condenser	bar	→	1,50	1,50
Pressure 1st Stage	bar	→	1,90	1,90
Pressure Last Stage	bar	→	2,23	2,23

Os dados comparativos dos dois casos anteriores estão apresentados na Tabela 6.

Tabela 6- Comparação entre o presente estudo e o estudo GalPortoID

Propriedades	Unidades	FLUOR®	GalPortoID 41	%	GalPortoID 31	%
Reflux Ratio	-	1,349	1,257	6,9	1,129	16,3
Distilate Rate	ton/h	106,0	105,2	0,8	106,6	0,6
Reflux Rate	ton/h	156,4	144,9	7,4	131,5	16,0
Vap Prod. Rate	ton/h	6,272	6,374	1,6	6,196	1,2
Btms Prod. Rate	ton/h	78,69	77,07	2,1	78,47	0,3
Stripp3002 Prod.Flow	ton/h	62,50	62,88	0,6	65,50	4,8
Stripp3003 Prod.Flow	ton/h	80,09	82,08	2,5	76,77	4,1

Quando comparados os resultados dos dois modelos, observa-se que as diferenças registadas não são significativas. No modelo da coluna apresentado pela FLUOR®, após a introdução dos valores do estudo GalPortoID não apresenta valores muito díspares. Porém, quando são introduzidos os valores do estudo anterior para a coluna de 31 andares, obtêm-se valores bastante mais elevados (16%). No entanto, isso não vai ser significativo pois os caudais obtidos para as correntes de saída são muito semelhantes, bem como a sua qualidade (Anexo.5).

3.4 Análise das colunas de destilação secundárias - T3004/T3005

Posteriormente foi analisado, o funcionamento das duas colunas de destilação secundárias. A coluna de deshexanização (T3004) e a coluna de desbutanização (T3005). Para o caso do BL-Ma o novo processo foi modelizado de maneira a não conter a coluna T3004. Como este crude é mais pesado, não necessita de uma coluna adicional para tratar a nafta proveniente da coluna T3001. Para o caso do *Saharan Blend*, a presença de duas colunas já é necessária.

As duas colunas são muito semelhantes embora operem a pressões bastante diferentes. A coluna T3004 apresenta pressões no condensador e no reebulidor de 5,25 e de 5,63 bar, respectivamente. A coluna T3005 por sua vez trabalha à pressão de 11,58 e 12,09 bar no condensador e reebulidor, respectivamente.

Neste caso, os parâmetros utilizados para a simulação da coluna são apropriados para a coluna pois são referentes à qualidade dos produtos. Tanto a recuperação, como a pureza de gases (LPG) no topo são as condições utilizadas, de acordo com as condições da refinaria.

Tabela 7- Variáveis utilizadas como condições para a simulação das colunas T3004 e T3005

T3004		
Propriedades	Unidades	Especificações
C5 recovery	-	→ 0,98
Overhead C7+	(m/m)	→ 0,02

T3005		
Propriedades	Unidades	Especificações
LPG composition	(mole/mole)	→ 0,97
LPG recovery	-	→ 0,99

Porém, a simulação das colunas não está isenta de erros. Um dos erros verificados, é o tipo de reebulidor utilizado. Tanto na coluna T3004 como na T3005, este modelo apresenta um reebulidor do tipo *kettle*, em vez dos realmente existentes do tipo *thermosyphon*.

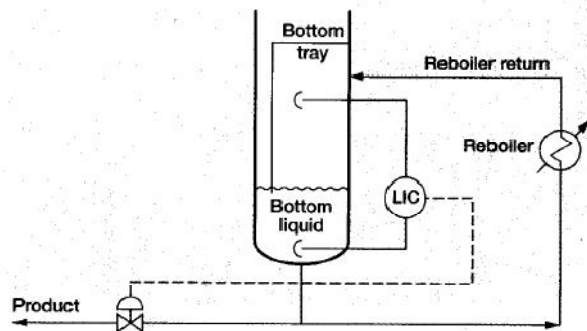


Figura 11- Esquema de um reebulidor do tipo *thermosyphon* sem baffle.

A versão na qual o modelo foi desenvolvido (HYSYS®, versão 2006) apresenta apenas um reebulidor do tipo *kettle*, razão pela qual foi utilizado na simulação da coluna T3004 e T3005. Após análise da coluna e utilizando os conceitos de estágios de equilíbrio, conseguiu-se transformar os reebulidores do tipo *kettle* em *thermosyphon*.

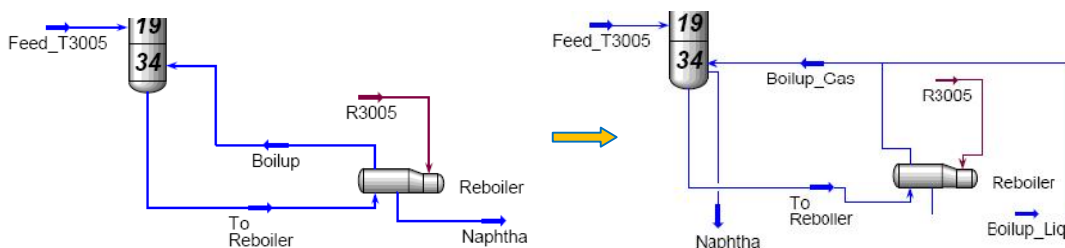


Figura 12- Passagem do reebulidor do tipo *kettle* para um *thermosyphon*.

Como a corrente que entra no *thermosyphon* é obrigada a sair para a coluna de destilação parcialmente vaporizada (máximo de 30%) (Martin, 1995), foi imposta essa restrição no *kettle*, considerando a vaporização máxima. Para isso introduziu-se a razão de reebulição definida pelo rácio entre o que não vaporiza, L_R , e o que vaporiza, V_R . Através da manipulação algébrica destes parâmetros, relaciona-se a vaporização com a razão de reebulição, descrita através das seguintes expressões.

Partindo da expressão da razão de refluxo,

$$R_{REB} = \frac{L_R}{V_R} \quad (3.1)$$

introduziu-se a vaporização,

$$R_{REB} + 1 = \frac{L_R + V_R}{V_R} = \frac{1}{vap} \quad (3.2)$$

e finalmente colocou-se a razão de refluxo em função da vaporização

$$R_{REB} = \frac{1}{vap} - 1 \quad (3.3)$$

A passagem do reebulidor para um *thermosyphon* introduz no sistema mais um grau de liberdade. O valor obtido de 2,33 para a razão de refluxo é então introduzido de modo a conseguir obter o efeito desejado.

Foram adoptados estes procedimentos, para as colunas T3004 e T3005. As diferenças observadas não são significativas relativamente à qualidade/quantidade dos produtos desejados.

Tabela 8- Impacto da mudança dos reebulidores para *thermosyphon* (T3005)

Correntes		Δ Caudal (%)	Δ Temperatura(%)	Δ Pressão(%)	Δ Energia(%)
Feed_T3005	M	0,00	0,78	0,00	0,13
LPG_T3005	M	0,00	-0,01	0,00	0,00
Wtr_T3005	M	-1,04	-0,01	0,00	1,04
Naphtha	M	0,00	0,27	0,00	0,29
C3005	E	-	-	-	8,89
R3005	E	-	-	-	4,69

Pela análise da tabela anterior, pode-se verificar que as principais diferenças da alteração dos reebulidores na coluna se fazem notar nos calores associados ao condensador (C3005) e ao reebulidor (R3005). Estes calores sofrem um aumento máximo de cerca de 9%. No entanto, as correntes mássicas que entram e saem da coluna não sofrem alterações significativas (cerca de 1%). Este calor no entanto não pode ser desprezado, pois o calor necessário no reebulidor vai ser obtido através de trocas de calor com a corrente proveniente do arrefecedor lateral da corrente de gasóleo (PP02).

3.5 O Análise do circuito da nafta - T1200

O circuito da 1200 não apresenta erros de simulação. Porém as duas colunas de destilação existentes apresentam também, analogamente às colunas T3004 e T3005 dois reebulidores do tipo *kettle* em vez dos reais *thermosyphons*. Foram realizadas as mesmas alterações aos reebulidores que o caso anterior, observando diferenças ainda mais pequenas.

3.6 Análise do trem de permuta de calor

Relativamente ao trem de permuta de calor, foram analisadas as variações de energia até à entrada na fornalha, um dos equipamentos energeticamente mais dispendiosos. Assim, qualquer tentativa de fazer baixar o calor transferido na fornalha é sempre um ponto a analisar.

O crude entra no sistema a uma temperatura de 20°C e sofre permutas de calor até obter a temperatura de 361,1°C para o BL-Ma e 345,5°C para o *Saharan Blend*. No entanto, as permutas não conseguem elevar a temperatura até estes valores, razão pela qual a fornalha é necessária. Assim, é desejada a optimização das trocas de calor de maneira a obter a máxima temperatura à entrada da fornalha.

As trocas de calor do modelo da FLUOR®, realizam-se através de permutadores colocados ao longo da linha do crude, onde existem permutas dos líquidos dos arrefecimentos laterais (PP01e PP03) e dos produtos das colunas laterais (SS01 e SS02). Para este efeito foram considerados alguns permutadores novos mais eficientes (E-3052, E-3053, E-3054 e E-3055). As variações de temperatura dos fluidos entre o caso base e o caso com as colunas alteradas para as variáveis de decisão escolhidas, estão apresentadas na tabela seguinte.

Tabela 9- Variação das temperaturas nos permutadores iniciais e correspondentes trocas de energia

<i>Corrente</i>	<i>Saharan Base</i>	<i>Saharan Alterado</i>	<i>BL - Ma Base</i>	<i>BL - Ma Alterado</i>
	TEMP., °C	TEMP., °C	TEMP., °C	TEMP., °C
AR_E3006	335,54	334,80	347,09	346,47
ARNEW1_Out	168,02	166,73	193,09	191,33
Crude A/B	20,54	20,54	20,25	20,25
Desalted_Crude	145,07	142,29	145,69	143,78
E3002_Out	81,39	79,84	69,38	69,83
E3004_Out	111,84	109,52	96,35	96,84
E3006AD_In	218,45	217,56	234,62	232,97
E3006EF_In	110,46	108,23	95,92	96,35
E3006EF_Out	115,33	113,08	108,42	109,68
E3052_Out	70,07	67,97	60,73	60,37
Feed_T3001	345,47	345,47	361,11	361,11
H3001_In	245,52	245,49	276,17	275,79
P3003_Out	145,34	142,55	145,81	143,90
Saharan / BL-Ma	20,00	20,00	20,00	20,00
To_Desalter	145,07	142,29	145,69	143,78
To_dPCV	145,04	142,26	145,65	143,74
To_Wtrinj	147,49	144,64	149,81	147,81
Wet Crude	20,54	20,54	20,45	20,45
Wet_Crude_In	20,86	20,86	20,71	20,71

A Tabela 9 mostra que as temperaturas obtidas pelo modelo da FLUOR® do ponto de vista da simulação estão correctas, pois as temperaturas ao longo de todo o trem de permuta não têm uma variação significativa (menores que 3%).

A ausência de dados comparativos, bem como de dados dos novos permutadores não permite analisar com mais detalhe o trem de permuta para o caso do BL-Ma. Para o caso do Saharan Blend isso é diferente pois existem dados do estudo GalPortoID.

Com os dois casos do *Saharan Blend* e utilizando o modelo da FLUOR®, analisou-se o comportamento do trem de permuta e a diferença entre os perfis de temperatura (no Anexo 6) e dos calores trocados ao longo da linha de crude no trem de permuta, bem como à entrada da fornalha.

Tabela 10- Calores trocados nos permutadores, para o caso da FLUOR® e para o estudo GalPortoID

Equipamento	FLUOR		Estudo GalPortoID	
	Calor (GJ/h)	% total	Calor (GJ/h)	% total
E-3052	38,75	10,03	40,59	10,12
E-3002	9,48	2,45	12,76	3,18
E-3004 A/B	26,58	6,88	18,53	4,62
E-3006 E/F	4,63	1,2	4,26	1,06
E-3053 A/B	32,29	8,36	34,61	8,63
E-3054 A-D	22,19	5,74	17,72	4,42
E-3055 A/B	52,23	13,52	56,13	13,99
E-3006 A-D	33,45	8,66	30,37	7,57
H-3001	166,8	43,18	186,2	46,41
Total	386,4	100	401,2	100

Pode-se verificar pela tabela anterior que os principais efeitos se vão fazer notar na entrada da fornalha. Quando comparados os resultados obtidos pelo caso da FLUOR®, com os obtidos pela introdução dos parâmetros do estudo anterior (GalPortoID, 2007), verifica-se que os valores para o mesmo sistema são ligeiramente diferentes. A energia na fornalha corresponde agora a 46,4% do total. No total sofreu um aumento de 10,40%, ou seja, o calor total da fornalha passou de 166,8 GJ/h para 186,2 GJ/h.

3.7 Análise do crude alimentado - Caso do *Saharan Blend*

A validação com sucesso dos modelos criados pela FLUOR® apenas pode ser correctamente efectuada se existir uma base de comparação. Previamente, verificou-se que o estudo Galportoid permitia efectuar comparações da coluna principal e do trem de permuta com dados de operação reais.

Porém, os resultados obtidos pelos modelos da FLUOR® e do projecto GalPortoID, mostraram algumas discrepâncias que estavam relacionadas com a caracterização do *Saharan Blend*. Tornou-se essencial realizar uma análise ao crude de maneira a inferir diferenças criadas.

As massas volúmicas destes dois compostos são de 799,4 kg/m³ para o caso da FLUOR® e de 795 kg/m³ para o caso anterior (GalPortoID, 2007). Estes valores não são muito díspares, mas não permitem concluir sobre a qualidade do crude. Assim, realizou-se uma análise das curvas de TBP para melhor perceber as suas diferenças.

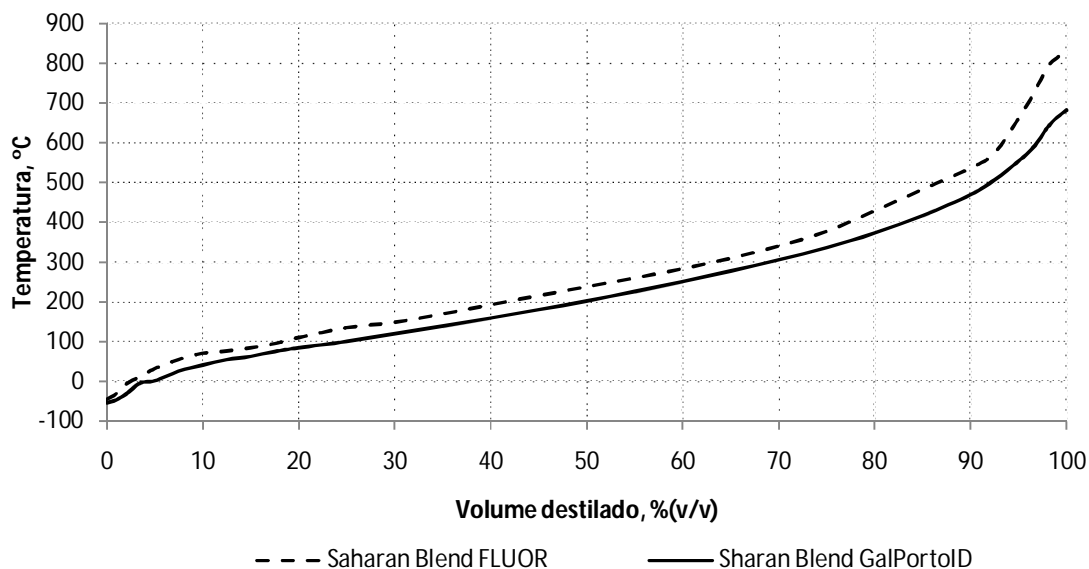


Figura 13- Curvas TBP para os dois crudes.

Pela análise da Figura 13 pode-se verificar que o crude considerado no GalPortoID, é mais leve que o crude utilizado pela FLUOR®. Isto permite justificar a diferença dos resultados obtidos anteriormente para a coluna de destilação, nomeadamente a nível dos caudais de vapor no topo da coluna, bem como os resultados obtidos para o trem de permuta de calor. É de esperar a existência de um maior caudal a entrar no condensador com o crude mais leve, não conseguindo condensar completamente. A transferência de calor vai ser assim directamente afectada pois o crude mais pesado resulta em compostos mais pesados que possuem maiores capacidades caloríficas.

No entanto, essa diferença pode ser quantificada através da quantidade de vapor existente após o condensador. Para o caso do *Saharan Blend* utilizado no estudo de 2007, vai ser gerado cerca de 6800 kg/h de vapor, que poderá ter consequência directa na entrada da bomba a jusante. No entanto, como o vapor vai ser misturado com nafta proveniente do condensador e da unidade 2000, a sua composição no total é inferior a 5%, podendo não causar riscos à bomba posterior (Coker, 2007). Porém o modelo da FLUOR® não contempla a existência de vapor à saída do condensador da coluna T3001.

3.8 Diferenças entre os crudes alimentados

O crude utilizado pela FLUOR® para modelizar as unidades 3000 e 1200 podem ser descritos segundo a sua TBP.

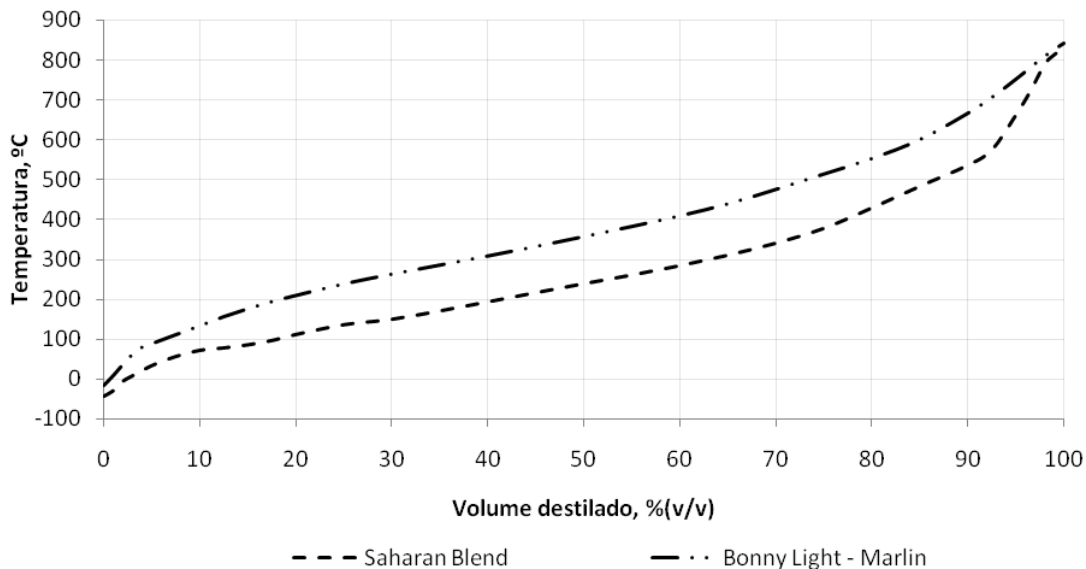


Figura 14- Diferenças entre os dois crudes analisados pela FLUOR®.

Como se pode verificar o BL-Ma é o crude mais pesado (massa volúmica de $896,4 \text{ kg/m}^3$). Assim, à temperatura de saída do fundo (cerca de 350°C) o BL-Ma ainda apresenta 50% do seu volume não destilado, ou seja, a quantidade de crude que sai pelo fundo é muito grande (muito resíduo). Para tornar este crude rentável, é necessário que existam unidades que de uma maneira eficiente tratem o resíduo atmosférico. Por sua vez, o oposto acontece (ou deveria neste caso) com o crude *Saharan Blend*. Começam a existir caudais de vapor significativos para temperaturas muito baixas. Isto só por si é indicativo de uma condensação parcial no condensador.

4 Conclusões

O trabalho desenvolvido no âmbito deste mestrado permitiu verificar a existência de algumas lacunas nos modelos da FLUOR®.

Na análise ao modelo desenvolvido para a coluna de destilação atmosférica T3001 verificou-se que as variáveis de decisão consideradas pela FLUOR® não foram as mais adequadas. A quantidade de uma corrente não deverá ser utilizada como variável de decisão pois vai influenciar a qualidade das outras correntes directamente envolvidas na separação. Assim sendo, as variáveis a escolher deverão permitir maior flexibilidade aos modelos, pelo que se deverá optar pelas qualidades dos produtos em vez das suas quantidades. É preferível especificar as temperaturas de corte ou até os desvios de temperaturas entre cortes sucessivos (análise de ASTM).

Relativamente às colunas de separação secundárias T3004 e T3005, estas apresentam variáveis de decisão apropriadas, mas foi necessário rectificar os reebulidores existentes nos modelos para *thermosyphons*, de maneira a conseguir uma simulação mais adequada. Esta alteração no entanto não causou alterações significativas nas correntes materiais das colunas mas provocou aumentos de cerca de 5 e 9% nos calores dos condensadores e nos reebulidores respectivamente.

Os modelos da unidade 1200 são adequados com excepção dos reebulidores das colunas de destilação T1201 e T1202, que novamente não foram os correctos.

O trem de permuta de calor encontra-se bem modelizado. No entanto, é necessário tomar precauções relativamente aos calores verdadeiramente trocados nos permutadores. Comparando com o caso anteriormente estudado com o crude *Saharan Blend*, os principais desvios ao modelo da FLUOR® verificaram-se na redução das temperaturas do crude ao longo do trem de permuta.

Finalmente, o crude apresentado como *Saharan Blend* pela FLUOR® é mais pesado que o crude apresentado no GalPortoID. Isto pode levar a que o modelo da FLUOR® para o caso do *Saharan Blend* apresente vapor em algumas bombas no circuito da nafta. O estudo realizado com os dois *Saharan Blend* permitiu concluir que o trem de permuta é bastante sensível à caracterização da alimentação. Apesar do modelo no seu todo estar parcialmente validado, recomenda-se a rectificação dos modelos, principalmente no caso do *Saharan Blend*.

De acordo com os modelos a refinaria pode processar as 12000 toneladas diárias do crude mais pesado *Bonny Light - Marlin* bem como as 8000 toneladas diárias do crude *Saharan Blend*, como pretendido pela refinaria.

5 Avaliação do trabalho realizado

5.1 Objectivos Realizados

Os objectivos que assentam na realização deste trabalho consistem na validação do modelo apresentado pela FLUOR® para o caso da mistura dos crudes *Bonny-Light* e *Marlin* e para o caso do crude *Saharan Blend*. Foi também pedido para verificar a possibilidade da fábrica operar com o crude *Saharan-Blend* e analisar as eficiências energéticas inerentes aos modelos apresentados.

Foi efectuada uma análise extensa aos modelos, na qual se conseguiu validar parcialmente os modelos apresentados pela FLUOR®.

Foi verificado e comparado com estudos anteriores, o caso do *Saharan Blend* de maneira a obter o modelo convergido e detectar eventuais problemas de funcionamento, para o eventual processamento das ramas mais leves.

O trem de permuta foi estudado, de maneira a verificar a sua eficiência energética e assim eliminar qualquer tipo de falhas tornando-o mais eficiente.

5.2 Limitações e Trabalho Futuro

Um trabalho que envolve tamanha quantidade de unidades necessita de uma análise mais cuidada de cada unidade. As limitações temporais impostas para a realização deste trabalho, não permitiram verificar com clareza todas as bombas e permutadores, pelo que uma posterior análise seria necessária.

Para uma validação mais correcta dos modelos era necessário obter caracterizações mais actuais relativamente aos crudes *Bonny-Light*, *Marlin* e *Saharan Blend*.

No entanto, este trabalho apresenta-se como uma boa base para a realização de uma continuação, pois apresenta algumas lacunas que não podem ser esquecidas e assim obter resultados otimizados.

5.3 Apreciação final

Apreende-se deste trabalho a experiência do contacto com simulações de unidades complexas industriais e o desafio na realização e no cumprimento dos objectivos propostos. Do ponto de vista técnico, o presente trabalho apresenta um conjunto de análises que permitem validar os modelos da FLUOR® dotando a refinaria de um maior conhecimento específico sobre eles.

Referências

- Wauquier, J.P., *Petroleum refining: Crude oil - Petroleum products - Process Flowsheets*, Institut Français du Pétrole - Éditions Technip, vol1, Paris, 1995a
- Fonseca, V.R. *Análise do circuito de água de arrefecimento da Refinaria do Porto da Petrogal*, Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Porto, Portugal, 2008.
- OPEC *November 2008 Monthly Oil Market Report*, Austria, 2008.
URL: <http://www.opec.org/home/Monthly%20Oil%20Market%20Reports/2008/pdf/MR112008.pdf>, acedido em Novembro de 2008.
- AspenTech, *March 2008 Engineering newsletter*, 2008, E.U.A..
URL: http://www.aspentech.com/newsletter/0308_Eng_Newsletter.pdf, acedido em Novembro de 2008.
- ARC insights, *Simulation: No Longer Just for Technologists*, Novembro de 2004, E.U.A.
URL: http://www.aspentech.com/publication_files/ARC_11-14-2002.pdf, acedido em Novembro de 2008.
- Ondrey, G., *Simulation and modelling spread their wings*, Chemical Engineering, 27-31 Junho 2005.
- AspenTech, *ASPEN User's Guide*, Outubro 2006, E.U.A..
- GalPortoID, *Modelização, Simulação e Optimização de Unidades Processuais da Fábrica de Combustíveis da Refinaria do Porto da Petrogal*, Projecto de investigação, Maio de 2007.
- Wauquier, J.P., *Petroleum refining: Separation Processes*, Institut Français du Pétrole - Éditions Technip, Volume 2, Paris, 1995b.
- Green, D.W., Maloney, J.O., *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th.Edition*, McGraw-Hill, 1997, U.S.A..
- Martin, G.R., Sloley, A.W., *Effectively Design and Simulate Thermosyphon Reboilers Systems - Part 1*, Hydrocarbon Processing, Junho de 1995, E.U.A..
- Coker, A. K., *Ludwig's Applied Process Design for Chemical Petrochemical Plants*, Volume 1 (4th. Edition), Elsevier.

Anexo 1 Código de VBA efectuado no HYSYS®

Codificação de uma subrotina em VBA integrado no próprio software do HYSYS®, de maneira a aparecer os resultados numa folha de cálculo do HYSYS®, denominada “Folha”:

Sub Main

```
Dim i As Integer, j As Integer
Dim temperatura As Double
Dim caudalM() As Double, caudalE() As Double
Dim nomes() As String
Dim temperaturas() As Double, pressao() As Double
Dim contador As Integer
Dim tabela As SpreadsheetOp
Dim celulas As SpreadsheetCell

    contador = activecase.Flowsheet.Streams.Count

ReDim caudalM(1 To contador)
ReDim nomes(1 To contador)
ReDim temperaturas (1 To contador)
ReDim pressao(1 To contador)
ReDim caudalE(1 To contador)

For i = 1 To contador
    nomes(i) =activecase.Flowsheet.Streams.Item(i-1).name
    caudalM(i)=activecase.Flowsheet.Streams.Item(i-1).MassFlow*3600
    temperaturas(i)=activecase.Flowsheet.Streams.Item(i-1).Temperature.Value
    caudalE(i)=activecase.Flowsheet.Streams.Item(i-1).HeatFlow*3600
    pressao(i)=activecase.Flowsheet.Streams.Item(i-1).Pressure.Value
Next

Set tabela = activecase.Flowsheet.Operations.Item("Folha")
    tabela.NumberOfColumns = 1
    tabela.NumberOfRows = 1
    tabela.Cell(0,0).CellText = ""
    tabela.NumberOfColumns = 6
```

```
tabela.NumberOfRows = contador +2
```

```
tabela.Cell(0,0).CellText = "NOME da CORRENTE"
```

```
tabela.Cell(1,0).CellText = "CAUDAL (kg/h)"
```

```
tabela.Cell(2,0).CellText = "TEMPERATURA (C)"
```

```
tabela.Cell(3,0).CellText = "PRESSAO (kPa)"
```

```
tabela.Cell(4,0).CellText = "ENERGIA (kJ/h)"
```

```
For j=1 To contador
```

```
tabela.Cell(0,j).CellText=nomes(j)
```

```
tabela.Cell(1,j).CellValue=caudalM(j)
```

```
tabela.Cell(2,j).CellValue=temperaturas(j)
```

```
tabela.Cell(3,j).CellValue=pressao(j)
```

```
tabela.Cell(4,j).CellValue=caudalE(j)
```

```
Next
```

```
End Sub
```

Anexo 2 Diagrama de processo apresentado pela FLUOR[©]

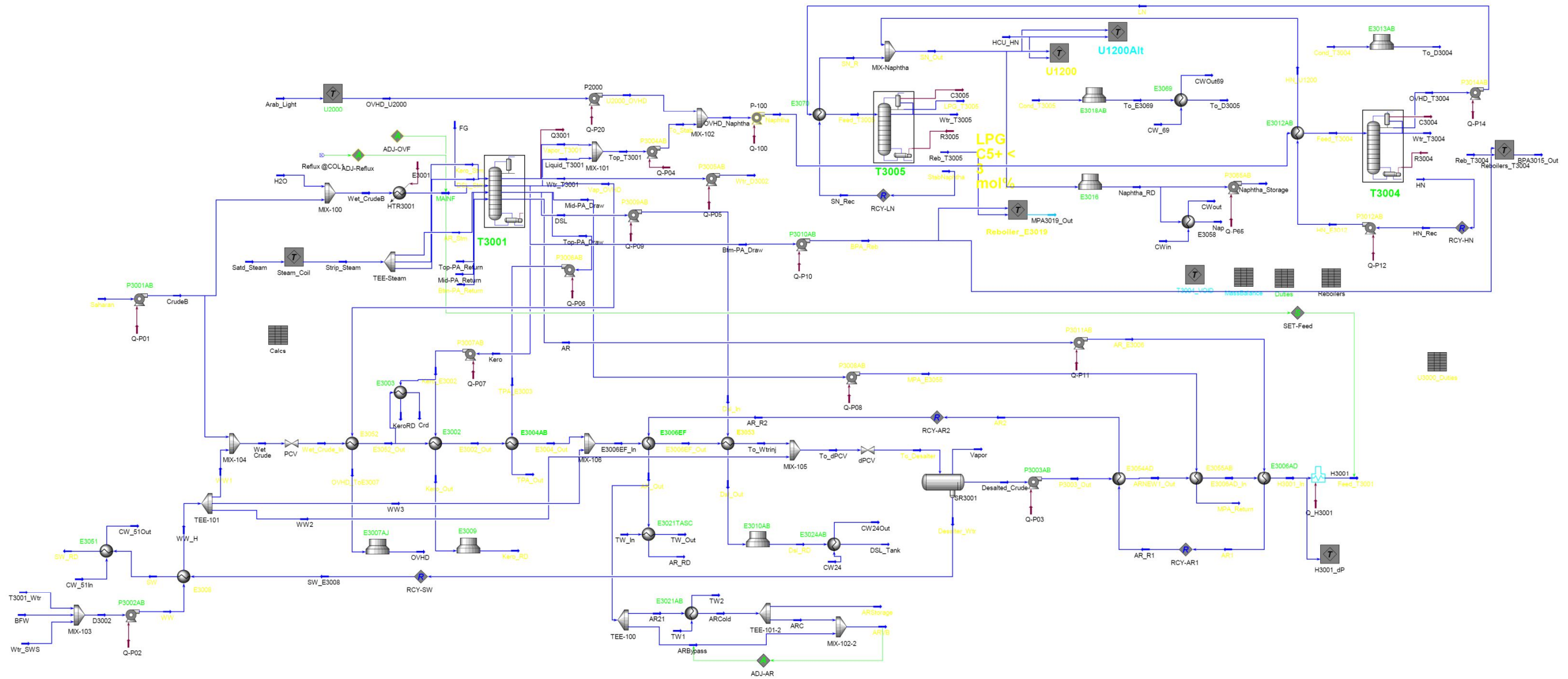


Figura A.1- Diagrama de Processo completo apresentado pela FLUOR[©] (neste caso com a coluna T3004 em funcionamento para o crude Saharan Blend).

Anexo 3 Eficiências de pratos nas colunas

Tabela A.1- Eficiências das colunas das unidades T3001, T3004 e T3005

Coluna T3001		Coluna T3004		Coluna T3005	
Condensador	1	Condensador	1	Condensador	1
Andar 1	1	Andar1	1	Andar1	1
Andar 2	0,7	Andar2	0,75	Andar2	0,75
Andar 3	0,7	Andar3	0,75	Andar3	0,75
Andar 4	0,7	Andar4	0,75	Andar4	0,75
Andar 5	0,7	Andar5	0,75	Andar5	0,75
Andar 6	0,7	Andar6	0,75	Andar6	0,75
Andar 7	0,7	Andar7	0,75	Andar7	0,75
Andar 8	0,7	Andar8	0,75	Andar8	0,75
Andar 9	0,7	Andar9	0,75	Andar9	0,75
Andar 10	0,7	Andar10	0,75	Andar10	0,75
Andar 11	0,7	Andar11	0,75	Andar11	0,75
Andar 12	0,7	Andar12	0,75	Andar12	0,75
Andar 13	1	Andar13	0,75	Andar13	0,75
Andar 14	0,7	Andar14	0,75	Andar14	0,75
Andar 15	0,7	Andar15	0,75	Andar15	0,75
Andar 16	0,7	Andar16	0,75	Andar16	0,75
Andar 17	0,7	Andar17	0,75	Andar17	0,75
Andar 18	0,7	Andar18	0,75	Andar18	0,75
Andar 19	0,7	Andar19	0,75	Andar19	0,75
Andar 20	0,7	Andar20	0,75	Andar20	0,75
Andar 21	0,7	Andar21	0,75	Andar21	0,75
Andar 22	1	Andar22	0,75	Andar22	0,75
Andar 23	0,4	Andar23	0,75	Andar23	0,75
Andar 24	0,4	Andar24	0,75	Andar24	0,75
Andar 25	0,4	Reebulidor	1	Andar25	0,75
Andar 26	0,4			Andar26	0,75
Andar 27	0,4			Andar27	0,75
Andar 28	0,4			Andar28	0,75
Andar 29	0,4			Andar29	0,75
Andar 30	0,75			Andar30	0,75
Andar 31	1			Andar31	0,75
Andar 32	0,7			Andar32	0,75
Andar 33	0,7			Andar33	0,75
Andar 34	0,7			Andar34	0,75
Andar 35	0,7			Reebulidor	1
Andar 36	0,7				
Andar 37	0,25				
Andar 38	0,25				
Andar 39	0,25				
Andar 40	0,25				
Andar 41	1				
SS01_Andar1	0,2				
SS01_Andar2	0,2				
SS01_Andar3	0,2				
SS01_Andar4	0,2				
SS01_Andar5	0,2				
SS01_Andar6	1				
SS02_Andar1	0,2				
SS02_Andar2	0,2				
SS02_Andar3	0,2				
SS02_Andar4	0,2				
SS02_Andar5	0,2				
SS02_Andar6	1				

Anexo 4 Caracterização do Saharan Blend

Tabela A.2- Caracterização do Saharan Blend utilizado no estudo da unidade

Componente	LV	SG	MW	FREEZPT	CLOUDPT	BP
Pseudo-componente 1	0,0000	0,0711	2,0159	99999,0000	99999,0000	-273,1500
Pseudo-componente 2	0,0000	0,8094	28,0134	-99999,0000	-99999,0000	-252,8000
Pseudo-componente 3	0,0000	0,7890	28,0105	-99999,0000	-99999,0000	-195,6000
Pseudo-componente 4	0,0000	1,1421	31,9988	-99999,0000	-99999,0000	-191,5000
Pseudo-componente 5	0,0000	0,3000	16,0429	-99999,0000	-99999,0000	-182,8000
Pseudo-componente 6	0,0000	0,3500	28,0539	-99999,0000	-99999,0000	-161,5000
Pseudo-componente 7	0,0893	0,3562	30,0698	-99999,0000	-99999,0000	-103,7000
Pseudo-componente 8	0,0000	0,8180	44,0099	-99999,0000	-99999,0000	-88,6000
Pseudo-componente 9	0,0001	0,8014	34,0799	-99999,0000	-99999,0000	-87,9000
Pseudo-componente 10	0,0000	0,5210	42,0808	-99999,0000	-99999,0000	-60,3000
Pseudo-componente 11	1,0504	0,5070	44,0968	-99999,0000	-99999,0000	-47,7000
Pseudo-componente 12	0,5648	0,5629	58,1238	-140,0000	-99999,0000	-42,1000
Pseudo-componente 13	0,0000	0,6013	56,1078	-140,0000	-99999,0000	-11,7000
Pseudo-componente 14	0,0000	0,6005	56,1078	-140,0000	-99999,0000	-6,9000
Pseudo-componente 15	0,0000	0,6273	54,0920	-140,0000	-99999,0000	-6,3000
Pseudo-componente 16	2,7085	0,5840	58,1238	-140,0000	-99999,0000	-4,4000
Pseudo-componente 17	0,0000	0,6112	56,1078	-140,0000	-99999,0000	-0,5000
Pseudo-componente 18	0,0000	0,6286	56,1078	-140,0000	-99999,0000	0,9000
Pseudo-componente 19	1,7941	0,6247	72,1506	-130,0000	-99999,0000	3,7000
Pseudo-componente 20	0,0000	0,6458	70,1348	-130,0000	-99999,0000	27,8000
Pseudo-componente 21	0,0000	0,6560	70,1348	-130,0000	-99999,0000	29,9000
Pseudo-componente 22	3,4510	0,6311	72,1506	-130,0000	-99999,0000	31,2000
Pseudo-componente 23	0,0000	0,6375	71,1393	-127,6295	-129,4883	36,0000
Pseudo-componente 24	0,1865	0,7603	70,1340	-124,4882	-126,3470	40,0000
Pseudo-componente 25	1,8988	0,6739	85,5701	-120,0007	-121,8595	50,0000
Pseudo-componente 26	4,2255	0,6800	85,6600	-115,5133	-117,3720	60,0000
Pseudo-componente 27	0,8686	0,7828	83,3269	-111,0258	-112,8845	70,0000
Pseudo-componente 28	2,7837	0,7065	98,2971	-106,5383	-108,3971	80,0000
Pseudo-componente 29	4,1254	0,7235	98,5859	-102,0508	-103,9096	90,0000
Pseudo-componente 30	1,6175	0,7498	106,5208	-97,5633	-99,4221	100,0000
Pseudo-componente 31	3,3106	0,7309	112,6276	-93,0758	-94,9346	110,0000
Pseudo-componente 32	1,9950	0,7442	111,6389	-88,5883	-90,4471	120,0000
Pseudo-componente 33	2,7073	0,7492	124,2593	-84,1008	-85,9596	130,0000
Pseudo-componente 34	3,1123	0,7484	125,4716	-79,6134	-81,4721	140,0000
Pseudo-componente 35	1,2282	0,8344	119,3512	-75,1259	-76,9846	150,0000
Pseudo-componente 36	4,3570	0,7642	138,7439	-70,6384	-72,4972	160,0000
Pseudo-componente 37	1,4321	0,8047	138,8787	-66,1509	-68,0097	170,0000
Pseudo-componente 38	2,4276	0,7876	149,3797	-61,6634	-63,5222	180,0000

Tabela A.2 - (continuação)

Pseudo-componente 39	2,3040	0,7942	155,8446	-57,0452	-58,9039	190,0000
Pseudo-componente 40	2,2030	0,8005	162,5106	-52,2699	-54,1287	200,0000
Pseudo-componente 41	2,1243	0,8065	169,3885	-47,5669	-49,4257	210,0000
Pseudo-componente 42	2,0681	0,8122	176,4899	-42,9360	-44,7948	220,0000
Pseudo-componente 43	2,0321	0,8177	183,8265	-38,3774	-40,2362	230,0000
Pseudo-componente 44	2,0000	0,8208	191,6649	-33,8910	-35,7498	240,0000
Pseudo-componente 45	1,9645	0,8260	199,4926	-29,4768	-31,3356	250,0000
Pseudo-componente 46	1,9254	0,8310	207,5637	-25,1348	-26,9936	260,0000
Pseudo-componente 47	1,8829	0,8360	215,8872	-20,8650	-22,7238	270,0000
Pseudo-componente 48	1,8369	0,8409	224,4724	-16,6675	-18,5262	280,0000
Pseudo-componente 49	1,7874	0,8456	233,3288	-12,5421	-14,4009	290,0000
Pseudo-componente 50	1,7345	0,8503	242,4664	-8,4889	-10,3477	300,0000
Pseudo-componente 51	1,6780	0,8549	251,8957	-4,5080	-6,3668	310,0000
Pseudo-componente 52	1,6181	0,8597	261,5704	-0,9380	-2,7968	320,0000
Pseudo-componente 53	1,5547	0,8640	271,6230	2,9440	1,0852	330,0000
Pseudo-componente 54	1,4881	0,8682	282,0120	6,8134	4,9547	340,0000
Pseudo-componente 55	1,4206	0,8722	292,7512	10,6703	8,8115	350,0000
Pseudo-componente 56	1,3532	0,8762	303,8544	14,5146	12,6559	360,0000
Pseudo-componente 57	1,2865	0,8799	315,3363	18,3464	16,4876	370,0000
Pseudo-componente 58	1,2222	0,8835	327,2117	22,1656	20,3068	380,0000
Pseudo-componente 59	1,1605	0,8867	339,5733	25,9722	24,1134	390,0000
Pseudo-componente 60	1,1016	0,8901	352,2778	31,8820	30,0232	400,0000
Pseudo-componente 61	1,0453	0,8934	365,4116	35,2997	33,4409	410,0000
Pseudo-componente 62	0,9916	0,8965	378,9904	38,4338	36,5750	420,0000
Pseudo-componente 63	0,9407	0,8996	393,0307	41,2843	39,4255	430,0000
Pseudo-componente 64	0,8924	0,9025	407,5491	42,0876	40,2289	440,0000
Pseudo-componente 65	0,8468	0,9054	422,5631	42,4284	40,5696	450,0000
Pseudo-componente 66	1,5674	0,9060	447,2122	42,9396	41,0808	460,0000
Pseudo-componente 67	1,4170	0,9111	480,4953	43,6212	41,7624	480,0000
Pseudo-componente 68	1,2868	0,9171	515,6536	-99999,0000	42,4440	500,0000
Pseudo-componente 69	1,1540	0,9238	552,7731	-99999,0000	43,1255	520,0000
Pseudo-componente 70	1,0001	0,9313	591,9397	-99999,0000	43,8071	540,0000
Pseudo-componente 71	0,8519	0,9394	633,3210	-99999,0000	44,4887	560,0000
Pseudo-componente 72	0,7408	0,9468	677,6684	-99999,0000	45,1702	580,0000
Pseudo-componente 73	1,3815	0,9595	762,4219	-99999,0000	46,3630	600,0000
Pseudo-componente 74	0,9024	0,9769	901,1399	-99999,0000	48,0669	650,0000
Pseudo-componente 75	1,3002	1,0214	1245,6018	-99999,0000	-99999,0000	700,0000

Anexo 5 Comparação entre os modelos na mesma coluna de destilação

Foram realizadas três simulações, respeitantes a três modelos diferentes. No primeiro foi considerado o modelo da FLUOR® onde as eficiências utilizadas nos andares são variáveis. O segundo corresponde ao estudo anterior considerando o mesmo número de andares e as mesmas eficiências do da FLUOR®. O último corresponde ao mesmo estudo mas considerando o número de andares e as eficiências do próprio estudo.

Tabela A.3- Resultados obtidos na comparação entre os modelos considerando as mesmas especificações para a coluna

Propriedades	Unidades	Especificações	FLUOR®	Estudo 41	Estudo 31
Reflux Ratio	-	- -	1,349	1,257	1,129
Distillate Rate	ton/h	- -	106,0	105,2	106,6
Reflux Rate	ton/h	- -	156,4	144,9	131,5
Vap Prod. Rate	ton/h	- -	6,27	6,37	6,20
Btms Prod. Rate	ton/h	- -	78,69	77,07	78,47
Stripp3002 Prod.Flow	ton/h	- -	62,50	62,88	65,50
Stripp3003 Prod.Flow	ton/h	- -	80,09	82,08	76,77
Top_PA_Rate(Pa)	m ³ /h	X 66	65,99	65,99	66,00
Top_PA_DT(Pa)	°C	X 60	60,00	60,00	60,00
Top_PA_Duty(Pa)	GJ/h	- -	-7,985	-7,975	-7,804
Mid_PA_Rate(Pa)	m ³ /h	X 465	464,99	465,00	465,00
Mid_PA_DT(Pa)	°C	X 50	50,00	50,00	50,00
Mid_PA_Duty(Pa)	GJ/h	- -	-54,22	-54,22	-53,19
Btm_PA_Rate(Pa)	m ³ /h	X 55	55,00	54,99	55,00
Btm_PA_DT(Pa)	°C	X 115	115,000	115,00	115,00
Btm_PA_Duty(Pa)	GJ/h	- -	-1,5,59	-15,67	-15,57
Temp_Condenser	°C	X 40,47	40,46	40,47	40,47
Naphtha_ASTM_d86	°C	X 145,9	145,45	145,50	145,90
Kerosene_ASTM_d86	°C	X 238,5	238,50	238,50	238,50
Gasoleo_ASTM_d86	°C	X 356,8	356,80	356,79	356,80
Feed/ Condenser Ratio	-	- -	0,468	(n.a)*	(n.a)*
N-K Gap	°C	- -	-23,30	(n.a)*	(n.a)*
K-G Gap	°C	- -	-0,46	(n.a)*	(n.a)*
G-AR Gap	°C	- -	-4,52	(n.a)*	(n.a)*
Pressure Condenser	bar	X 1,41	1,41	1,41	1,41
Pressure 1st Stage	bar	X 1,99	1,99	1,99	1,99
Pressure Last Stage	bar	X 2,23	2,23	2,23	2,23

* (n.a.) não aplicado a esta simulação

As diferenças obtidas não são substanciais (excepto o refluxo que sofre variações de 16%).

Relativamente aos andares, estes foram dispostos da seguinte maneira:

Tabela A.4- Diferenças nos andares entre as simulações

Considerações em termos de andares					
Pump Arounds					
Top Pump Around			-	-	-
Draw	MAIN		13	13	11
Return	MAIN		12	12	9
Mid Pump Around			-	-	-
Draw	MAIN		22	22	20
Return	MAIN		20	20	18
Btm Pump Around			-	-	-
Draw	MAIN		31	31	25
Return	MAIN		29	29	22
Feed inlet	MAIN		36	36	27
Vapor inlet			-	-	-
T3001	MAIN		41	41	31
T3002	SS01		6	6	2
T3003	SS02		6	6	2
Side Strippers			-	-	-
T3002 Draw	MAIN		13	13	12
T3002 Return	MAIN		12	12	11
T3003 Draw	MAIN		22	22	21
T3003 Return	MAIN		21	21	20

Anexo 6 Resultados para o trem de permuta

O trem de permuta é um dos subsistemas mais importantes da fábrica de combustíveis. As trocas de energia necessitam de ser eficientes de maneira a ser possível a validação do modelo.

O modelo da FLUOR®, para o caso do *Saharan Blend* está disposto na seguinte tabela:

Tabela A.5- Resultados dos permutadores e da fornalha no trem de permuta para o caso do modelo apresentado pela FLUOR®

E-3052	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	Vap_OVHD	125,20	OVHD_ToE3007	108,33	16,87	40,59
Frio	Wet_Crude_In	16,08	E3052_Out	69,23	53,15	

E-3002	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	Kero_E3002	185,59	Kero_Out	114,07	71,52	12,76
Frio	E3052_Out	69,23	E3002_Out	84,82	15,58	

E-3004 A/B	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	TPA_E3003	196,22	TPA_Out	93,24	102,98	18,53
Frio	E3002_Out	84,82	E3004_Out	100,55	15,74	

E-3006 E/F	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	AR_R2	136,29	AR_Out	115,15	21,15	4,26
Frio	E3006EF_In	93,72	E3006EF_Out	98,50	4,78	

E-3053 A/B	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	Dsl_In	263,97	Dsl_Out	105,33	158,64	34,61
Frio	E3006EF_Out	98,50	To_Wtrinj	135,13	36,63	

E-3054 A-D	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	AR_R1	217,42	AR2	136,29	81,13	17,72
Frio	P3003_Out	133,30	ARNEW1_Out	152,37	19,07	

E-3055 A/B	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	MPA_E3055	268,72	MPA_Return	202,85	65,86	56,13
Frio	ARNEW1_Out	152,37	E3006AD_In	221,01	68,64	

Tabela A.5 - (continuação)

E-3006 A-D	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	AR_E3006	338,99	AR1	217,41	121,57	30,37
Frio	E3006AD_In	221,01	H3001_In	233,26	12,25	

H-3001	Corrente Entra		Corrente Sai		ΔT , °C	Calor, GJ/h
	Designação	Temperatura, °C	Designação	Temperatura, °C		
Quente	-	-	-	-	-	186,2
Frio	H3001_In	233,26	Feed_T3001	352,00	118,74	

O calor necessário na fornalha corresponde a cerca de 43,2% do calor total do trem de permuta. Este resultado demonstra a necessidade de uma modelização eficiente da fornalha.