



# Análise da atual unidade de desasfaltação pelo Propano para o tratamento de crudes não parafínicos

JOSÉ ALBERTO CUPERTINO DE MIRANDA GOMES

Novembro de 2014

Instituto Superior de Engenharia do Porto

Mestrado em Engenharia Química

2013/2014



# Análise da atual unidade de desasfaltação pelo propano para o tratamento de crudes não parafínicos



Mestrado em Engenharia Química

Otimização Energética na Indústria Química

***Análise da atual unidade de desasfaltação pelo  
propano para o tratamento de crudes não  
parafínicos***

Disciplina de Dissertação/Estágio

**Realizado por**

**José Alberto Cupertino de Miranda Gomes**

**1070657@isep.ipp.pt**

Departamento de Engenharia Química

Orientador da Empresa

Eng<sup>o</sup> Carlos Reis

Orientador ISEP

Eng<sup>o</sup> Luís Silva

**Novembro de 2014**



## **Agradecimentos**

Algumas foram as pessoas cujo contributo direto ou indireto ajudou à concretização deste trabalho e a quem quero exprimir o meu sincero agradecimento, por isso não poderia deixar de mencionar alguns nomes como forma de agradecimento sincero pela contribuição prestada.

À Petrogal o meu reconhecido agradecimento pela oportunidade, pelos ensinamentos e por todo apoio demonstrado.

Ao orientador Eng.<sup>o</sup> Carlos Reis pelo apoio prestado e pelos ensinamentos.

Ao Prof. Dr. Luís Silva pelos ensinamentos, ajuda preciosa, preocupação, paciência, compreensão, disponibilidade prestada e pela forma amiga como sempre me auxiliou.

Ao Prof. Dr. António Crispim pela persistência, preocupação e paciência disponibilizada em todos os momentos.

Aos familiares e amigos pela palavra amiga sempre pronta, pela compreensão, paciência, força, apoio e incentivo durante toda esta etapa.

Ao ISEP e ao Departamento de Engenharia Química por todo o apoio, pois sem ele seria impossível a realização desta dissertação.

Obrigado a todos, sem vocês seria impossível!



## Sumário

Este trabalho teve como principal objetivo o estudo da simulação da unidade de destilação atmosférica e a vácuo da fábrica de óleos base da Petrogal, permitindo verificar que, uma vez conseguido um modelo num programa de simulação que traduz o comportamento real de um dado processo, é possível sem riscos operacionais avaliar o efeito da alteração das condições normais de funcionamento desse processo.

O trabalho foi orientado pelo Eng.<sup>o</sup> Carlos Reis, no que diz respeito à empresa, e pelo Prof. Dr. Luís Silva, pelo ISEP.

O trabalho foi dividido em duas partes, sendo a primeira direcionada à obtenção do novo crude a partir de dois crudes pesados e caracterização dessa mistura. Já a segunda parte reside na refinação deste novo crude através da plataforma Aspen Plus para obtenção do resíduo de vácuo, para posterior processamento na coluna de discos rotativos usando um método de separação por extração líquido-líquido.

Estudaram-se as propriedades físicas dos fluidos e verificou-se que na destilação atmosférica as curvas de destilação encontram-se muito próximas comparativamente com os resultados obtidos pela empresa, enquanto na destilação a vácuo os valores encontram-se mais afastados, apresentando uma variação de 30°C a 100°C em relação aos valores obtidos pelo Petro-Sim.

Com a finalidade de cumprir um dos objetivos em falta, irão ser realizadas futuramente simulações no extrator de discos rotativos para otimização do processo para crudes pesados, sendo os resultados facultados, posteriormente, à Petrogal.

Durante a realização do trabalho foi atingido um modelo real representativo da unidade de destilação atmosférica e a vácuo da Petrogal, podendo obter-se resultados para qualquer tipo de crude, fazendo apenas variar o assay da corrente de alimentação.

**Palavras-chave:** Crude, Destilação, Simulação, Aspen Plus





## **Abstract**

The main objective of this work was studying the simulation of an atmospheric and a vacuum distillation unit from the facility of base oils, named Petrogal, allowing you to check that once achieved a model in a simulation program that reflects the actual behavior of a given process, it is possible to evaluate the effect of changing the typical operation conditions of this process, without operational risks.

The work was guided by Engineer Carlos Reis, regarding the company, and Prof. Dr. Luis Silva regarding ISEP.

This study was divided into two parts, being the first directed towards obtaining the new crude from two heavy crudes and characterization of this mixture. The second part resides in refining this new crude through the Aspen Plus platform for obtaining the vacuum residue for further processing in the rotating disk column using a method of separation by liquid-liquid extraction.

The physical properties of the fluids were studied and it was observed that in the atmospheric distillation the distillation curves were very similar in comparison with the results obtained by the company, whereas the vacuum distillation results were further apart, showing a variation of 30°C to 100°C in comparison to the values obtained by Petro-Sim.

In order to fulfill one of the missing objectives, future simulations will be performed in rotating disks extractor to optimize the process for heavy crudes, with the results being provided to Petrogal subsequently.

During the realization of this work, a real representative model of an atmospheric and a vacuum distillation unit was achieved and can give results for any type of crude, varying only the assay of the crude feed stream.

**Keywords:** Crude, Distillation, Simulation, Aspen Plus



## Índice

1. Introdução .....	1
1.1 Refinaria da Petrogal em Matosinhos (Galp Energia) .....	1
1.1.1 Localização.....	3
1.1.2 História da Refinaria de Matosinhos.....	3
1.2 Objetivo de estudo.....	6
2. Refinação do Petróleo.....	7
2.1 Caracterização do Petróleo.....	7
2.2 Crudes em estudo .....	8
2.3 Descrição da fábrica de Óleos Base .....	8
2.3.1 Destilação .....	9
2.3.1.1 Destilação atmosférica .....	10
2.3.1.2 Destilação por vácuo .....	11
2.3.2 Unidade de desasfaltação pelo Propano.....	11
2.3.2.1 Objetivo da Unidade .....	12
2.3.2.2 Descrição do processo.....	12
3. Tratamento de dados no Aspen Plus.....	17
3.1 Dados dos crudes.....	17
3.1.1 Plutónio .....	18
3.1.1.1 Metodologia utilizada no Aspen Plus para o Plutónio .....	19
3.1.2 Antan .....	23
3.1.2.1 Metodologia utilizada no Aspen Plus para o crude Antan .....	23
3.1.3 Mixcrude.....	24
3.1.3.1 Simulação para a obtenção do Mixcrude .....	24
3.2 Configuração da Destilação atmosférica .....	26
3.2.1 Escolha do tipo de coluna de destilação.....	27
3.2.2. Inserção no Aspen Plus das correntes de entrada.....	29
3.2.3 Especificação da Coluna de destilação atmosférica.....	30
3.2.3.1 Especificação da coluna principal.....	31
3.2.3.2 Configuração dos Strippers .....	35
3.2.3.3. Especificação dos <i>pumparounds</i> .....	36
3.2.3.4 Especificações <i>design</i> da coluna.....	38
3.3. Especificação da destilação a vácuo.....	39
3.3.1 Escolha do tipo de coluna de vácuo.....	39
3.3.2 Entrada dos dados das correntes .....	40

3.3.3 Configuração da coluna de vácuo .....	41
3.3.3.1 Especificação dos dados para a coluna principal .....	41
3.3.3.2 Configuração dos pumparounds.....	44
3.3.3.3 Introdução das especificações do <i>design</i> da coluna .....	44
4. Resultados e discussão .....	47
4.1 Resultados da Destilação Atmosférica.....	47
4.2 Resultados da Destilação a Vácuo .....	49
6. Referências Bibliográficas .....	55
Anexo A – Diagrama em tamanho real da Unidade 2100 .....	58
Anexo B – Propriedades dos Crudes .....	60
Anexo B.1. Plutónio BP .....	60
Anexo B.2. Plutónio Galp .....	63
Anexo B.3. Antan.....	65
Anexo C – Caracterização das correntes de entrada.....	68
Anexo C.1. Corrente STEAM1 .....	68
Anexo C.2. Corrente STEAM2 .....	69
Anexo C.3. Corrente STEAM3 .....	70
Anexo C.4. Corrente STEAMVAC .....	71
Anexo D – Especificações da Coluna Atmosférica .....	72
Anexo D.1. <i>Stripper S-2</i> .....	72
Anexo D.2. <i>Pumparound P-2</i> .....	73
Anexo E – Especificações da Coluna de Vácuo .....	74
Anexo E.1. <i>Pumparound P-2</i> .....	74
Anexo E.2. <i>Pumparound P-3</i> .....	75
Anexo F – <i>Design Specs</i> da Coluna de Vácuo.....	76
Anexo F.1. <i>Design Spec 1</i> .....	76
Anexo F.2. <i>Design Spec 2</i> .....	78
Anexo F.3. <i>Design Spec 3</i> .....	80
Anexo F.4. <i>Design Spec 4</i> .....	81
Anexo F.5. <i>Design Spec 5</i> .....	83
Anexo F.6 <i>Design Spec 6</i> .....	84
Anexo F.7 <i>Design Spec 7</i> .....	85
Anexo F.8 <i>Design Spec 8</i> .....	86
Anexo G – <i>Dados Fornecidos pela Empresa</i> .....	88
Anexo G.1 <i>Dados da destilação atmosférica</i> .....	88
Anexo G.2 <i>Dados da destilação a vácuo</i> .....	89

Anexo H – <i>Resultados do Aspen</i> .....	91
Anexo I – <i>Resumo do trabalho efetuado no Aspen Plus</i> .....	99



## Índice de Figuras

<i>Figura 1.1</i> – Esquema geral da Petrogal.....	5
<i>Figura 2.1</i> – Compostos orgânicos dos diferentes tipos de petróleos.....	7
<i>Figura 2.2</i> – Esquema da unidade de óleos base.....	9
<i>Figura 2.3</i> – Diagrama da Unidade 2100.....	15
Figura 3.1 - Unidade de destilação atmosférica e a vácuo.....	17
Figura 3.2 – Dados referentes ao Plutónio.....	19
Figura 3.3 – Componentes <i>lights</i> do Plutónio.....	20
Figura 3.4 – Propriedades do Plutónio.....	21
Figura 3.5 – Introdução das percentagens mássicas de cada componente.....	22
Figura 3.6 – Introdução do API <i>gravity</i> para cada uma das percentagens.....	22
Figura 3.7 – Valores da percentagem de destilado em relação à temperatura.....	24
Figura 3.8 – Criação do Blend Mixcrude.....	25
Figura 3.9 – Constituição do novo crude.....	25
Figura 3.10 – Formação do novo crude.....	26
Figura 3.11 – Especificações da coluna de destilação atmosférica.....	27
Figura 3.12 – Coluna de destilação e respetivas correntes.....	29
Figura 3.13 – Caracterização de uma das correntes de entrada.....	30
Figura 3.14 – Configuração da coluna de destilação atmosférica.....	32
Figura 3.15 – Configuração das correntes de entrada e saída.....	33
Figura 3.16 – Atribuição da pressão ao andar de topo e ao último andar.....	33
Figura 3.17 – Configuração do condensador.....	34
Figura 3.18 – Especificação do <i>Stripper</i> 1.....	35
Figura 3.19 – Especificações do <i>Pumparound</i> 1.....	36
Figura 3.20 – Introdução da primeira especificação.....	37
Figura 3.21 – Introdução da segunda especificação.....	38
Figura 3.22 – Coluna de vácuo e respetivas correntes.....	39



Figura 3.23 – Definição da corrente de vapor de água.....	40
Figura 3.24 – Inserção dos caudais das correntes no simulador.....	42
Figura 3.25 – Configuração da fornalha.....	42
Figura C.1 – Caracterização da corrente STEAM1.....	67
Figura C.2 – Caracterização da corrente STEAM2.....	68
Figura C.3 – Caracterização da corrente STEAM3.....	69
Figura C.4 – Caracterização da corrente STEAMVAC.....	70
Figura D.1 – Caracterização do <i>Stripper</i> S-2 na coluna atmosférica.....	71
Figura D.2 – Caracterização do <i>Pumparound</i> P-2 na coluna atmosférica.....	72
Figura E.1 – Caracterização do <i>Pumparound</i> P-2 na coluna a vácuo.....	73
Figura E.2 – Caracterização do <i>Pumparound</i> P-3 na coluna a vácuo.....	74
Figura F.1 – <i>Design Spec</i> para a corrente de SPINDLE.....	75
Figura F.2 – Especificação da corrente afetada.....	76
Figura F.3 – Manipulação da variável e andar de saída.....	76
Figura F.4 - <i>Design Spec</i> para a corrente de 100SN.....	77
<i>Figura F.5 - Especificação da corrente 100SN afetada.....</i>	<i>78</i>
<i>Figura F.6 - Manipulação da variável do andar número de saída 10.....</i>	<i>78</i>
<i>Figura F.7 - Design Spec para a corrente de 150SN.....</i>	<i>79</i>
<i>Figura F.8 - Especificação da corrente 150SN afetada.....</i>	<i>79</i>
<i>Figura F.9 – Manipulação da variável do andar número de saída 14.....</i>	<i>80</i>
<i>Figura F.10 - Design Spec para a corrente de 500SN.....</i>	<i>80</i>
<i>Figura F.11 - Especificação da corrente 500SN afetada.....</i>	<i>81</i>
<i>Figura F.12 - Manipulação da variável do andar número de saída 17.....</i>	<i>81</i>
<i>Figura F.13 – Especificação da temperatura no andar 1.....</i>	<i>82</i>
Figura F.14 – Variável manipulada no <i>Pumparound</i> 1.....	82
Figura F.15 – Especificação da temperatura no andar 4.....	83
<i>Figura F.16 – Variável manipulada no Pumparound 2.....</i>	<i>83</i>
<i>Figura F.17 – Especificação da Norma ASTM D86 para o produto LVGO.....</i>	<i>84</i>

<i>Figura F.18 – Especificação do produto LVGO.....</i>	84
<i>Figura F.19 – Variação do caudal de líquido LVGO no andar 2.....</i>	85
<i>Figura F.20 - Especificação da Norma ASTM D1160 para o produto 500SN.....</i>	85
<i>Figura F.21 - Especificação do produto 500SN.....</i>	86
<i>Figura F.22 - Variação do caudal de líquido 500SN no andar 17.....</i>	86



## Índice de Tabelas

Tabela 1.1 – Acontecimentos Históricos da Petrogal.....	3
Tabela 3.1 – Dados referentes à gravidade, light's e percentagem de corte do crude designado como plutónio.....	18
Tabela 3.2 – Dados referentes à densidade e rendimento em relação ao TBP cut point para o mesmo crude.....	18
Tabela 3.3 – Dados referentes ao API gravity e TBP da destilação em relação à temperatura.....	23
Tabela 3.4 – Identificação das correntes.....	28
Tabela 3.5 – Parâmetros utilizados em cada corrente de entrada.....	30
Tabela 3.6 – Definição dos <i>Strippers</i> .....	34
Tabela 3.7 – Definição dos <i>Pumparounds</i> .....	36
Tabela 3.8 – Caudais estimados para as correntes da coluna de vácuo.....	41
Tabela 3.9 – Especificação dos <i>pumparounds</i> .....	43
Tabela 4.1 – Pontos representativos das curvas de destilação para o Aspen Plus e comparação com valores da Petrogal.....	45
Tabela 4.2 – Valores da viscosidade cinemática para diferentes temperaturas para a destilação atmosférica.....	46
Tabela 4.3 – Viscosidade e densidade dos produtos na corrente de saída.....	46
Tabela 4.4 – Pontos representativos das curvas de destilação para o Aspen Plus e comparação com valores da Petrogal.....	47
Tabela 4.5 – Valores da viscosidade cinemática a diferentes temperaturas para a destilação a vácuo.....	48
Tabela 4.6 – Valores de viscosidade e densidade dos produtos à saída das correntes, com temperaturas diferentes.....	48
Tabela 4.7 – Valores da densidade e viscosidade dinâmica fornecidos pela Petrogal.....	49

Tabela B.1 – Propriedades do Plutônio utilizado pela BP.....	59
Tabela B.2 – Propriedades do Plutônio utilizado pela Galp.....	62
Tabela B.3 – Propriedades do Antan utilizado pela Gal.....	64
Tabela G.1 – Dados da coluna de destilação atmosférica.....	87
Tabela G.2 – Dados da coluna de destilação a vácuo.....	88
Tabela H.1 – Resultados das correntes de saída no simulador.....	90

## 1. Introdução

A presente introdução destina-se a dar a conhecer os objetivos do trabalho assim como a empresa responsável pelo projeto e o estado atual dos conhecimentos sobre crudes não parafínicos, destilação e desasfaltação pelo propano, não pretendendo ser, de alguma forma, uma descrição exaustiva de tudo que existe sobre o tema.

Este trabalho teve como principal objetivo verificar a possibilidade de utilização de crude não parafínico na antiga unidade de desasfaltação em parceria com a empresa Galp Energia, na refinaria da Petrogal em Leça da Palmeira. Este trabalho teve a orientação do Eng.º Carlos Reis por parte da empresa e do Prof. Dr. Luís Silva, pelo ISEP.

### 1.1 Refinaria da Petrogal em Matosinhos (Galp Energia)

No ano de 1966 começou a ser construída a Refinaria de Matosinhos, entrando em laboração três anos depois, ocupando um papel preponderante no aparelho refinador Nacional, uma vez que é a única refinaria a produzir aromáticos e lubrificantes, sendo ainda complementar à Refinaria de Sines.

Com uma capacidade de armazenamento de 1780000 m<sup>3</sup>, dos quais cerca de 649.000 m<sup>3</sup> são para ramos de petróleo e 1132000 m<sup>3</sup> para produtos intermédios e finais com cerca de 1250 km de *pipelines* [1].

A refinaria da Petrogal é constituída pelas seguintes linhas e correspondentes capacidades de fabrico [1]:

- Produção de combustíveis 3700000 ton/ano;
- Produção de óleos base 150000 ton/ano;
- Produção de aromáticos e solventes 440000 ton/ano;
- Fabricação de massas de lubrificantes 1500 ton/ano;
- Fabricação de moldação de parafinas 10000 ton/ano;
- Produção de betumes 150000 ton/ano;
- Produção de enxofre 10000 ton/ano.

A Refinaria apresenta a produção de uma grande variedade de derivados ou produtos aromáticos, importantes matérias-primas para várias indústrias, como por exemplo a indústria dos plásticos. Os principais produtos são [1] :

- Propano

- Butano
- Euro Super
- Gasolina Sem Chumbo
- Super Plus
- Nafta química
- Petróleo de iluminação
- Petróleo Carburante
- Ortoxileno
- Paraxileno
- Gasóleo
- Fuelóleo
- Fuelóleo para cogeração
- Fuel óleo bancas
- Óleos lubrificantes
- Massas lubrificantes
- Benzenos
- Parafinas, ceras microcristalinas
- Tolueno
- Enxofre
- Óleo base
- Betumes
- Solventes aromáticos

Atualmente, a Refinaria de Matosinhos é fundamental no sistema de abastecimento de produtos petrolíferos em todo o mercado Português, sendo considerado um dos mais importantes pólos industriais do Norte do País, com uma localização privilegiada para o efeito, que lhe confere uma significativa vantagem económica, constituindo assim uma instalação de elevado valor estratégico.

Em título de curiosidade, em 2004, a Refinaria de Matosinhos e a de Sines conseguiram suprimir 75% das necessidades do mercado nacional, restando assim apenas 25% de importações. A refinaria de Sines tem uma produção de cerca de metade da refinaria de Matosinhos, colocando assim a refinaria de Matosinhos como a principal produtora de produtos derivados de crude [2].

### 1.1.1 Localização

Encontra-se situada junto ao litoral, entre a Boa-Nova e o Cabo do Mundo, nas freguesias de Leça da Palmeira e de Perafita, no concelho de Matosinhos, com uma área de 290 hectares. Encontra-se perto de um dos principais portos do Norte (Porto Leixões), onde possui um terminal para petroleiros que se encontra ligado à refinaria através de oleodutos e gasodutos. O terminal está equipado para receção de petróleo bruto e de produtos refinados e expedição de uma vasta gama de produtos intermédios e acabados.

A refinaria também conta com um terminal oceânico (monobóia) que se encontra localizado ao largo da orla marítima, encontrando-se este ligado por manguerias a um *pipeline* enterrado. Este equipamento contribui para a melhoria das condições de operação, representando assim um fator acrescido de segurança no abastecimento de combustíveis à região Norte do País [1].

### 1.1.2 História da Refinaria de Matosinhos

Na tabela 1.1 encontram-se descritos alguns marcos importantes na história da Refinaria de Matosinhos desde a sua construção até ao ano 2008.

**Tabela 1.1 - Acontecimentos Históricos da Petrogal [1,3,4].**

Ano	Acontecimento
1966	Início do projeto para construção da refinaria de Matosinhos com uma capacidade de processamento de dois milhões de toneladas/ano de petróleo bruto.
1967	Início dos trabalhos de construção, em setembro.
1969	Arranque progressivo das unidades processuais, em Setembro.
1970	Inauguração oficial a 5 de junho.
1973	Entre setembro e dezembro, foi efetuado um primeiro revamping para 4.5 milhões de ton./ano, que consistiu na transformação da unidade de viscorredução e craqueamento térmico numa nova unidade de viscorredução, sendo o equipamento entretanto disponível reaproveitado para a implantação de uma nova destilação atmosférica.
1975	Para poder responder ao crescimento do consumo de combustíveis, foi efetuado um segundo revamping, que consistiu na construção de uma nova linha de tratamento de PB - linha 3000. Esta ampliação permitiu, a partir de 21 de agosto de 1975, o processamento de 7.5 milhões de ton./ano de PB.
1978/1982	Como resultado do "choque" petrolífero de 1973/74 e o posterior arranque da refinaria de Sines, verificou-se uma diminuição acentuada do tratamento de petróleo bruto na refinaria de Matosinhos, implicando a paragem de várias unidades da linha 1000 - a primeira linha de produção e tratamento de combustíveis.



1981	Em Maio a fábrica de aromáticos iniciou a laboração, com uma capacidade de produção de 350.000 ton./ano de benzeno, tolueno, paraxileno, ortoxileno e solventes aromáticos e alifáticos. Esta produção, que é maioritariamente colocada no mercado externo, vem diversificar a indústria de refinação.
1982	A capacidade de processamento de petróleo bruto na refinaria ficou, a partir desta data, definida no seu valor atual de 4.4 milhões de ton./ano ou 90.000 barris por dia.
1983	A necessidade de manter as unidades de reformação catalítica com produção adequada em qualidade e quantidade, implicou que em março fosse levada a cabo uma transformação de um platforming semi-regenerativo num C.C.R. - Continuous Catalyst Regeneration.
1984	A fábrica de óleos base, ainda sem qualquer modificação desde o seu arranque em 1969, sofreu um conjunto de alterações com o objetivo de aumentar a sua capacidade de produção de 100.000 para 150.000 ton./ano. Do mesmo modo, as produções de parafinas e betumes passaram de 5.000 e 30.000 ton/ano, respetivamente para 10.000 e 130.000 ton/ano. Ainda na mesma fábrica, durante o ano de 1984 foram efetuadas alterações para permitir a alimentação da unidade de destilação de vácuo com resíduo atmosférico proveniente do exterior.
1988	A estação de tratamento de águas (ETAR) sofre modificações, aumentando a sua capacidade de tratamento de efluentes líquidos, de 150 m <sup>3</sup> /h, para 450 m <sup>3</sup> /h. Uma nova política de objetivos, na qual se insere a contratação para tratamento de petróleo bruto de terceiros na refinaria e a necessidade de uma otimização global das unidades <i>unifining</i> e <i>platforming</i> da linha I de combustíveis, conduziu à sua reativação em 1988 e posterior modificação, no sentido de um aumento de capacidade e de uma redução significativa dos consumos energéticos. Estas alterações ocorreram entre 15 de março e 21 de maio de 1991 e tiveram como consequência a paragem do unifining da linha 3000.
1992	Correspondendo ao aumento de pureza e ao crescimento de consumo do paraxileno no mercado internacional, foram ainda efetuadas, na parex, diversas modificações que permitiram o aumento de produção da fábrica de aromáticos para 440.000 ton./ano e uma melhor qualidade.
1994	Foi efetuada uma modernização na unidade de destilação de vácuo da fábrica de óleos base, da qual resultou um aumento de capacidade e uma melhor eficiência energética.
1996/1997	As crescentes exigências no domínio ambiental deram origem à construção de uma estação de enchimento de carros tanque por baixo com unidade de recuperação de vapores (VRU), de uma nova unidade de dessulfuração de gasóleo e ainda das instalações que lhe estão associadas: unidade de produção de enxofre, stripper de águas ácidas e revamping da unidade de aminas.
1998	Instalação da monobóia no porto de Leixões.
2000	Construção de uma unidade de hidrogenação de parafinas e ceras do petróleo.
2001	Entra em laboração uma nova unidade de purificação de hidrogénio.
2004	Modernização do parque de resíduos.
2005	Emissão do título de emissão de gases de efeito de estufa (nº 197.02).

2006	Entrada em funcionamento dos novos <i>pipelines</i> de interligação da refinaria ao terminal petrolífero de Leixões. Entrada em funcionamento da segunda monobóia.
2007	Emissão da licença ambiental da refinaria de Matosinhos. Entrada em funcionamento das novas bacias de tempestade da ETAR.
2008	Arranque da queima de gás natural, a 2 de setembro. Arranque dos precipitadores eletrostáticos. Arranque dos trabalhos de construção das novas unidades no âmbito do projeto de conversão, em Novembro.
2011	Início do funcionamento da unidade <i>visbreaker</i> .
2013	Implantação da unidade de cogeração.

### 1.1.3 Descrição da Refinaria de Matosinhos

Para o desenvolvimento das atividades necessárias para a obtenção dos vários produtos comerciais refinados, a Refinaria foi dividida em várias unidades fabris.

Na figura 1.1 encontra-se representado um esquema da Petrogal onde estão representadas todas as fábricas, dando maior destaque à fábrica de óleos base, pois é onde se encontra a unidade de desasfaltação.

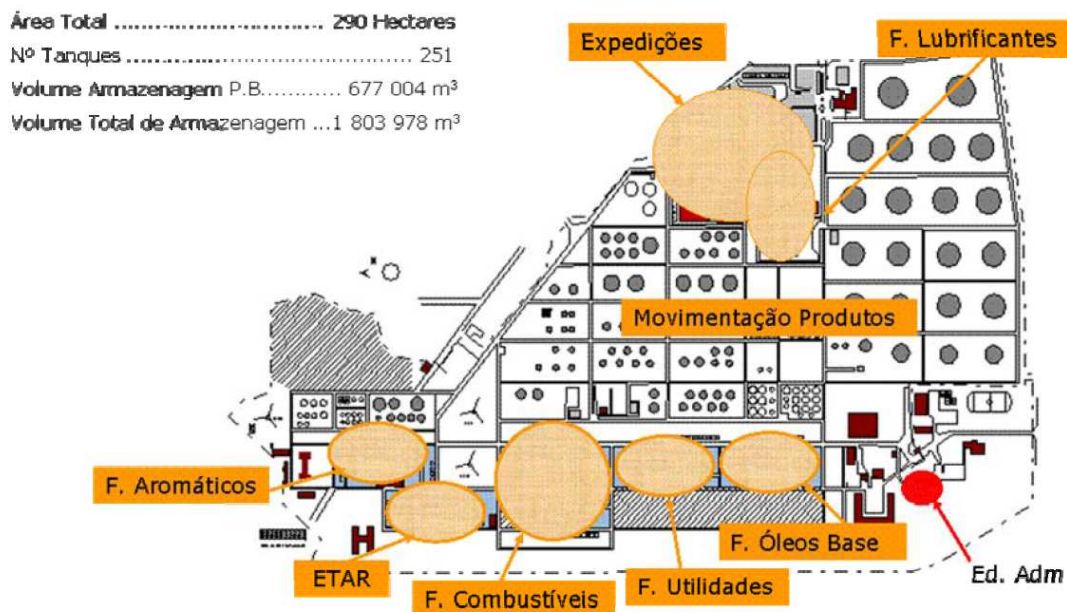


Figura 1.1 - Esquema geral da Petrogal [2].

## **1.2 Objetivo de estudo**

Este estudo teve como objetivo verificar se a fábrica de óleos base se encontra preparada para refinar crudes não parafínicos. No seguimento desta verificação encontra-se a realização, por parte da empresa, de uma série de testes com variações de caudais, temperaturas e tipos de crude.

O trabalho foi dividido em duas partes, sendo a primeira direcionada à obtenção do novo crude a partir de dois crudes pesados e caracterização dessa mistura.

A segunda parte reside na refinação deste novo crude através da plataforma Aspen Plus para obtenção do resíduo de vácuo, para posterior processamento na coluna de discos rotativos usando um método de separação por extração líquido-líquido.

## 2. Refinação do Petróleo

Neste capítulo irão ser abordados os temas relacionados com o petróleo, dando maior ênfase ao processo de refinação do mesmo.

### 2.1 Caracterização do Petróleo

O petróleo é uma mistura de hidrocarbonetos e componentes orgânicos tais como água, sais e sedimentos. Os hidrocarbonetos são substâncias compostas por átomos de carbono e hidrogénio formando assim diversos tipos de moléculas.

As diferenças entre propriedades físicas e químicas destes são muito grandes, diferenciando assim as características do petróleo. Uma das propriedades do petróleo que é bastante utilizada e importante na separação é o ponto de ebulição [5,6,7].

Os hidrocarbonetos são classificados como parafínicos, naftaláticos, aromáticos e olefinicos de acordo com as formas de ligação dos seus átomos.

Na figura 2.1 encontram-se representados os diferentes compostos orgânicos constituintes do petróleo.

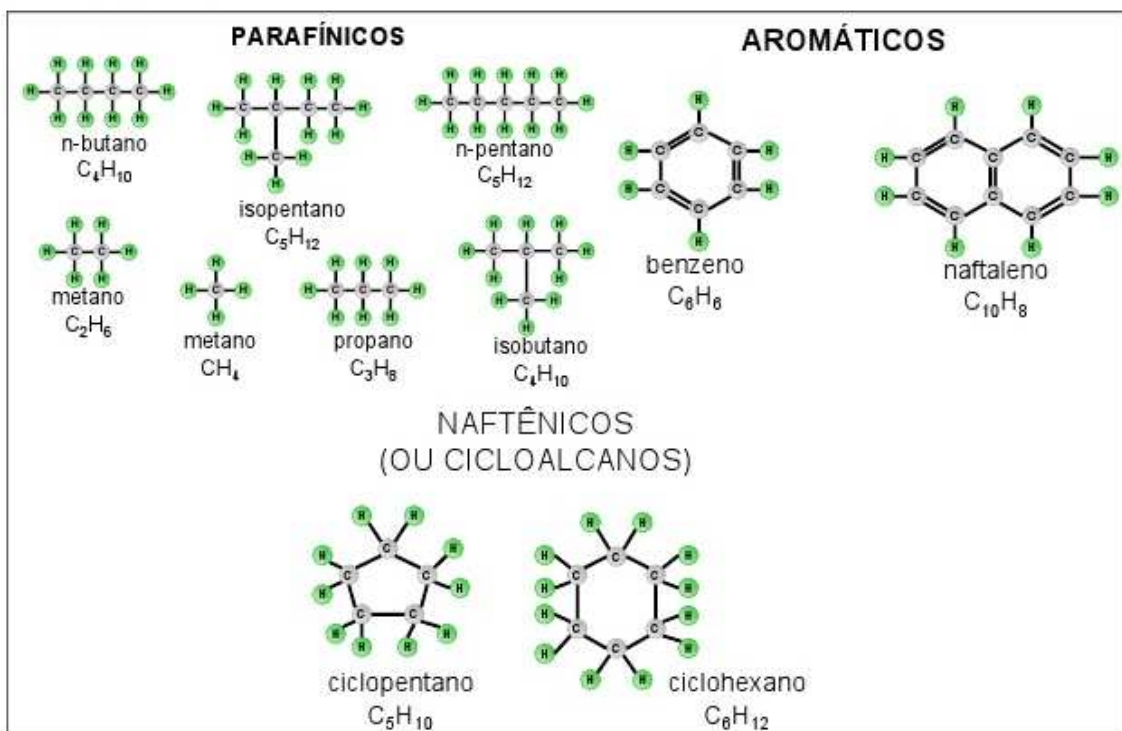


Figura 2.1 - Compostos orgânicos dos diferentes tipos de petróleos [8].

Existe uma quantidade de gases e sólidos dissolvidos ou dispersos na mistura líquida. O gás é composto principalmente por metano, etano e propano. Os sólidos são constituídos por hidrocarbonetos, resinas e asfaltenos que se decompõem e vaporizam.

O *American Petroleum Institute* (API) decidiu classificar os petróleos de uma maneira que não deixasse dúvidas quanto ao teor de elementos leves, para tal, atribuiu um grau (API). Quanto maior for o grau API do óleo, menor a sua densidade relativa, isto é, mais leve é o óleo, logo mais rico em elementos voláteis. Portanto irá ter um maior valor comercial.

Resumidamente o petróleo *light* é um petróleo leve, sem impurezas. O petróleo naftênico é um petróleo com grandes quantidades hidrocarbonetos naftênicos. Por sua vez, os petróleos parafínicos têm uma elevada concentração de hidrocarbonetos parafínicos e o petróleo aromático tem grande concentração de hidrocarbonetos aromáticos [5,6,7,8].

## **2.2 Crudes em estudo**

A segunda parte do trabalho consiste numa simulação na plataforma Aspen Plus para avaliar o comportamento da instalação quando submetida a três tipos diferentes de crude.

Essa simulação passa por avaliar o crude *Arabian Light*, crude com tratamento plutônico e crude de Antan com tratamento plutônico.

O crude *Arabian Light* consiste num crude liquefeito que flui livremente à temperatura ambiente. Apresenta baixa densidade, baixa viscosidade e alta densidade API, tais características devem-se à presença de uma proporção elevada de frações de hidrocarbonetos leves e tem por fim um baixo teor em cera. Este petróleo bruto é extraído na Arabia Saudita apresentando preços mais elevados no mercado, pois produz percentualmente maior quantidade de gasolina e *diesel* combustível quando refinado [9,10].

## **2.3 Descrição da fábrica de Óleos Base**

Em 1969, a fábrica de óleos base iniciou a sua atividade com o objetivo de produzir óleos base, constituinte principal dos óleos lubrificantes e dos óleos de processamento, parafinas e betumes, utilizando como matéria-prima petróleo bruto essencialmente parafínico, ou seja, o Arabian Light.

Esta unidade, após uma separação prévia das frações dos hidrocarbonetos mais leves que envia para a fábrica de combustíveis, fraciona o resíduo mais pesado, produzindo destilados. As unidades processuais que constituem a instalação utilizam processos físico-químicos que conferem diversas propriedades a estes destilados para obtenção dos óleos base correspondentes.

Na figura 2.2 encontra-se representada a fábrica de óleos base. Nesta decorre um conjunto de atividades que levam à formação dos produtos desejados, óleos base, parafina, fuelóleo e betumes.

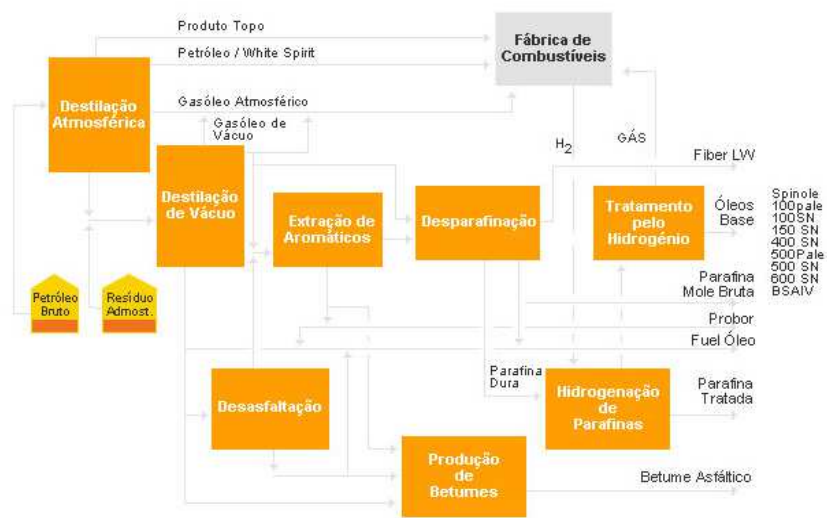


Figura 2.2 - Esquema da unidade de óleos base [1].

Alguns dos processos necessários para a formação destes produtos são a destilação atmosférica, destilação a vácuo e a extração de aromáticos. Estes processos irão ser mais detalhados nos subcapítulos seguintes [1,2].

### 2.3.1 Destilação

A destilação é uma operação de separação muito utilizada para purificar correntes de um processo, quer a nível industrial quer a nível laboratorial.

A destilação só poderá ser realizada se os diferentes componentes da mistura a separar tiverem volatilidades diferentes, ou seja, pontos de ebulição diferentes. Estas diferenças estão relacionadas com a diferença das forças intermoleculares de cada componente, e dependem das estruturas moleculares dos respetivos, o que

conduz a pressões de vapor diferentes para os vários componentes da mistura. A pressão de vapor de um líquido a uma dada temperatura é a pressão na situação de equilíbrio (quando o número de moléculas que deixam o líquido é igual ao das que retornam), exercida pelas moléculas que passam através da superfície livre. Diz-se que um líquido entra em ebulição quando a sua pressão de vapor iguala à pressão ambiente. Os líquidos com pressões de vapor elevadas entram em ebulição a temperaturas mais baixas (para uma dada pressão total). Diz-se, por isso, que são mais voláteis.

A operação de Destilação tem muitas e variadas aplicações a nível industrial, mas a aplicação mais conhecida é na Indústria Petroquímica, na separação do petróleo (crude) em frações de hidrocarbonetos com diferentes gamas de peso molecular.

### **2.3.1.1 Destilação atmosférica**

A destilação atmosférica tem por finalidade separar os subprodutos do petróleo, de acordo com os seus respetivos pontos de ebulição. O petróleo é aquecido em um forno a  $\pm 370^{\circ}\text{C}$  e levado a uma torre, sob forma de gás e líquido, onde os seus subprodutos são separados. A torre de destilação ou fracionamento atmosférica é composta por uma série de pratos onde existem as válvulas de borbulhamento. A parte líquida, ou condensada, desce e é retirada pelo fundo, enquanto a gasosa tende a subir. Isto ocorre porque a temperatura dentro da torre é mais alta no fundo, decrescendo à medida que se aproxima do topo. Cada prato possui uma temperatura diferente, é ali que se condensam os hidrocarbonetos cujos pontos de ebulição (ou de condensação) forem inferiores à temperatura do prato. Os gases, subindo na torre, ajudados pelo vapor que também é injetado, passam através dos copos e borbulham no líquido ali condensado. Se o seu ponto de ebulição for inferior à temperatura do líquido, eles se condensam e permanecem no prato.

Entretanto, se o seu ponto de ebulição for superior, eles permanecem na forma gasosa, continuam subindo, e passam pelos pratos seguintes, até encontrarem a temperatura necessária para se condensarem. Os pratos possuem um retorno (refluxo) para o prato imediatamente inferior. Isto é necessário para que os hidrocarbonetos que deveriam ficar no prato inferior, e foram arrastados para cima, retornem ao seu devido lugar. Os hidrocarbonetos que desceram, mas que deveriam ficar no prato superior, ao atingirem o prato abaixo, cuja temperatura é maior que o ponto de ebulição, tornam-se gases novamente e sobem para o prato de origem. Os

pratos são mantidos a uma temperatura constante, e de alguns deles são, então, retiradas as frações desejadas.

Como o controle de fracionamento dos produtos é realizado nos pratos, torna-se necessário uma maior confiabilidade operacional, visto que o rendimento de um processo de destilação é diretamente dependente deles [7].

### **2.3.1.2 Destilação por vácuo**

A destilação por vácuo é uma destilação realizada a pressão reduzida, que conseqüentemente reduz o ponto de ebulição da substância a ser destilada em relação ao ponto de ebulição de uma destilação simples. É muito usada em indústrias e laboratórios, devido à redução do ponto de ebulição que, por conseguinte impede a decomposição das substâncias. Um líquido entra em ebulição a uma temperatura na qual a pressão de vapor é igual à pressão exercida sobre a sua superfície. Onde a pressão de vapor de um líquido sempre cresce quando a temperatura se eleva e o ponto de ebulição pode diminuir com o abaixamento da pressão exercida sobre ele.

### **2.3.2 Unidade de desasfaltação pelo Propano**

Nesta unidade é utilizado o resíduo de vácuo da unidade de destilação para a produção de óleo desasfaltado. O resíduo é pré-aquecido na fornalha da desasfaltação (constituída por quatro queimadores mistos dispostos em forma de retângulo) que tem como função vaporizar parcialmente a mistura de asfalto para ser enviado para o processo de separação.

O processo de separação utilizado foi a extração líquido-líquido em coluna de discos rotativos (RDC), utilizando como solvente o propano. O propano é um solvente seletivo, dissolvendo bem os componentes parafínicos que apresentam um peso molecular baixo. O resíduo da destilação a vácuo já pré-aquecido é então colocado em contracorrente contínua juntamente com o solvente na coluna RDC. Os diversos compartimentos existentes nesta coluna, equipados com discos rotativos, permitem aumentar a área de contacto entre as duas fases e conseqüentemente aumentar a transferência de massa. O óleo desasfaltado (extrato) é retirado pelo topo da coluna em conjunto com grande parte do solvente, enquanto pelo fundo sai o resíduo asfáltico com o resto do solvente (refinado). O refinado e o extrato são encaminhados para unidades de remoção do solvente. O óleo desasfaltado obtido após a remoção de solvente, DAO, é encaminhado para a armazenagem e o resíduo asfáltico obtido também após a remoção de solvente é enviado para a produção de betumes e/ou para



a corrente de óleo combustível de queima. O propano recuperado volta a ser usado na extração [11].

### 2.3.2.1 Objetivo da Unidade

A Unidade de Desasfaltação pelo Propano está projetada para tratar o resíduo de Vácuo da Unidade de Destilação I, Un-2000, de modo a conseguir a produção requerida de *Bright Stock* quando se processa a rama *Arabian Light*.

Não tendo havido modificações no sentido de um aumento de capacidade de tratamento, elas situaram-se no campo da Conservação de Energia através da instalação de:

- Dois permutadores de pré-aquecimento da Fornalha de Mistura Asfalto.
- Um Gerador de Vapor de Pressão Intermédia no circuito de Resíduo Asfáltico antes do arrefecedor final.

### 2.3.2.2 Descrição do processo

A carga de alimentação constituída pelo Resíduo de Vácuo da Unidade 2000 é armazenada no tanque de alimentação (TK-2101). Deste tanque, o Resíduo de Vácuo é bombado pela bomba (P-2101) e enviado ao permutador Carga do RDC com uma mistura Asfalto E-2151 A/B. Antes de entrar neste permutador adiciona-se uma pequena corrente de solvente à carga (pré-diluição). O Resíduo de Vácuo segue para o Arrefecedor de Carga (E-2101). A corrente de saída é enviada à coluna de tratamento (T-2101) onde entra a cerca de meia altura. É possível através de uma válvula *by-pass* passar no Arrefecedor com parte da corrente de carga, controlando assim a temperatura de alimentação da coluna RDC.

O solvente é bombado do acumulador de solvente (D-2101) por meio da bomba (P-2102 A/B), ao qual se junta uma corrente de solvente do acumulador de solvente de alta pressão (D-2102) bombada pela bomba de solvente de alta pressão (P-2103).

Uma parte da corrente de solvente entra na linha de óleo de carga, onde a principal porção de solvente passa ao arrefecedor de solvente (E-2102), sendo aqui levado à temperatura desejada, seguindo para a Secção inferior do Contactador de Discos Rotativos (Coluna de Tratamento RDC).

Pelo topo da coluna de tratamento RDC sai o óleo desasfaltado acompanhado pela maior parte do solvente que segue para o sistema de recuperação de solvente da Mistura de Óleo Desasfaltado.

A Mistura de Óleo Desasfaltado passa primeiro pelo evaporador com vapor de baixa pressão (E-2103), onde se vaporiza uma parte do solvente, seguindo depois para a coluna de vaporização de óleo desasfaltado (primeiro efeito) (T-2102). Os vapores quentes resultantes da expansão saem pelo topo daquela coluna, sendo posteriormente condensados no permutador de solvente de alta pressão (E-2104), havendo vaporização de algum solvente da mistura óleo desasfaltado.

O solvente condensado segue para o acumulador de solvente de alta pressão (D-2102) e volta à extração por meio da bomba (P-2103).

A mistura de óleo desasfaltado do permutador de solvente de alta pressão (E-2104) segue para o segundo efeito da coluna de vaporização de óleo desasfaltado (T-2102 B). O solvente vaporiza-se, separando-se da fase líquida, saindo pelo fundo e seguindo então para o revaporizador de vapor de média pressão (E-2105), onde se evapora mais solvente. Os vapores de solvente da coluna (T-2102 B) saem pelo topo e são condensados no condensador de solvente do óleo desasfaltado (E-2107), sendo posteriormente encaminhados para o acumulador de solvente (D-2101).

A mistura de óleo desasfaltado com vestígios de solventes saídos do revaporizador (E-2105) segue para o retificador de óleo desasfaltado (T-2103), onde por meio de vapor sobreaquecido são retirados do óleo os últimos vestígios de solvente. O óleo desasfaltado do fundo do retificador é bombado pela bomba de produtos (P-2104) através do permutador óleo desasfaltado/res. Asphaltico (E-2152 A/B), seguindo depois para o arrefecedor (E-2106) e daí para a armazenagem (Secção 6300).

A mistura asfalto segue do fundo do RDC pelos permutadores (E-2151 A/B, E-2152 A/B) e, por controlo da temperatura (TIC-2109 para o E-2111), são sucessivamente pré-aquecidas com resíduo de vácuo para a extração de óleo desasfaltado e com resíduo asfalto para a fornalha (H-2101) de onde, parcialmente vaporizada, segue para a coluna de vaporização (T-2104). Os vapores de solvente que saem pelo topo da coluna (T-2104) são condensados no condensador (E-2109) e deste passam o acumulador de solvente (D-2101).

A mistura asfalto que sai pelo fundo da coluna de vaporização segue para o retificador (T-2105), onde irá ser removido o solvente residual com vapor

sobreaquecido. O resíduo asfalto retificado é bombado do fundo do retificador (T-2105) com o auxílio da bomba (P-2105), sendo de seguida encaminhada uma parte para a unidade 2600.

O restante resíduo asfaltos segue para os geradores de vapor de baixa pressão (E-2153 A/B) (se a temperatura e caudal à saída do permutador anterior ainda justificar a permuta), sendo depois fluxado com extrato e/ou parafina. Antes de entrar no gerador de vapor ser-lhe-á adicionada uma pequena corrente de extrato para o fluxar. O resíduo asfalto fluxado é arrefecido no permutador (E-2110) até 93°C antes de seguir para a Secção 6100. Quando é necessário produzir combustível de refinaria o gerador de vapor (E-2153) é "by-passado" e o resíduo asfalto pode ser fluxado com extrato e/ou parafina bruta. A mistura segue para a Secção 4700 a uma temperatura entre 199 e 213°C.

Os vapores de cabeça dos retificadores são constituídos por vapor de água e propano e são condensados no condensador (E-2108). O condensado resultante separa-se então dos vapores de solvente no separador de condensado (D-2103). O condensado é eliminado pela bomba (P-2108) para a Unidade 2000 e os vapores de solvente são aspirados pelo compressor de solvente (C-2101) passando primeiramente pelo Separador-Purgador (D-2104).

O solvente comprimido é condensado no condensador (E-2109) e enviado para o acumulador de solvente (D-2101).

A instalação inclui ainda um acumulador de descargas (D-2105), não indicado no diagrama processual, que pertence ao sistema de válvulas de segurança do solvente. As válvulas de segurança do RDC e a maior parte das outras válvulas de segurança da Unidade de desasfaltação descarregam para este acumulador. Os vapores seguem então para o facho da refinaria e o óleo que se separa no acumulador é enviado de novo ao tanque de alimentação.

O acumulador de armazenagem de propano (D-2106) e a bomba de transferência de propano (P-2106) estão também incluídos na unidade, embora não indicados no diagrama processual. Este equipamento fica localizado fora da zona da unidade, na zona verde.

O acumulador de armazenagem de propano está dimensionado para comportar todo o solvente da Unidade de Desasfaltação no caso de uma paragem que obrigue a evacuação de todo o solvente daquela.

O propano de "make-up" é bombado da Secção 6100 para o acumulador de armazenagem e transportado para o acumulador de propano (D-2101), por meio de bomba de transferência (P-2106) na medida das necessidades [12].

Seguidamente, na figura 2.3, apresenta-se o diagrama da unidade, numa escala reduzida, para completar a descrição acima referida. No anexo A é possível consultar o diagrama em tamanho real para uma melhor interpretação do mesmo.

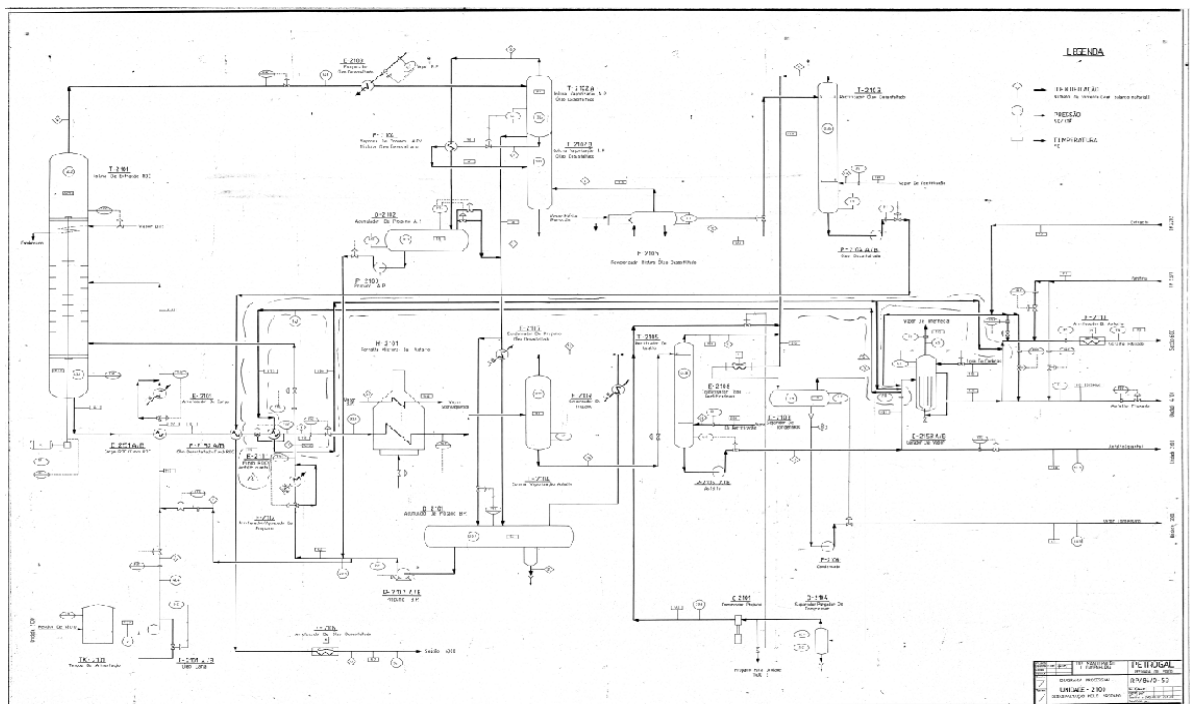


Figura 2.3 - Diagrama da Unidade 2100 [12].



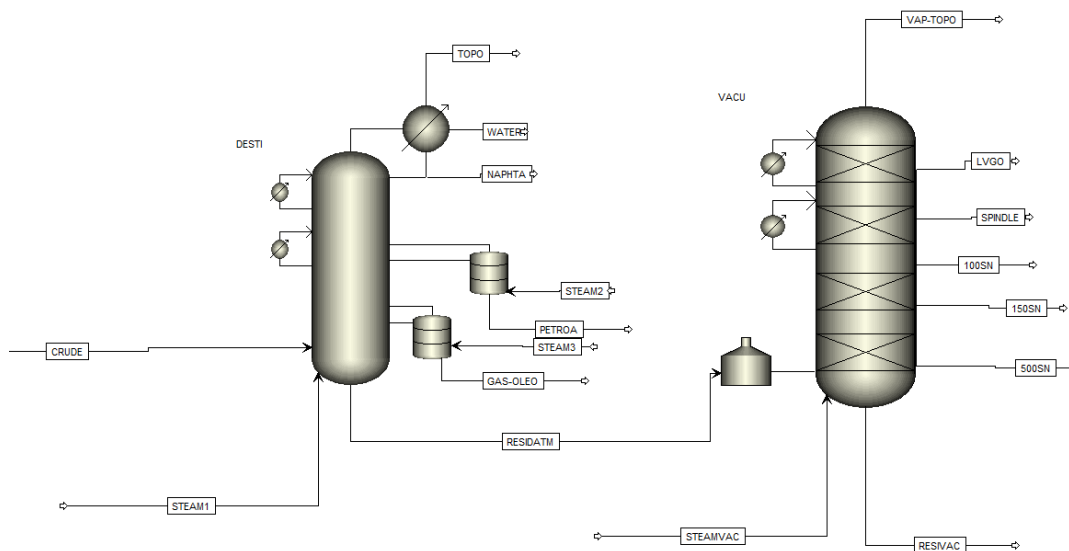
### 3. Tratamento de dados no Aspen Plus

O Aspen Plus permite simular um comportamento de uma instalação projetando-a através de condições operatórias realistas, modelos rigorosos de dimensionamento de equipamentos e dados termodinâmicos realistas. Obtendo-se propriedades das correntes para as quais se pode, posteriormente, comparar com dados reais [13,14].

Neste capítulo irão ser abordados os crudes utilizados no processo, assim como os métodos usados, destilação atmosférica e destilação a vácuo.

Consta ainda a explicação, passo a passo, do tratamento de dados efetuado através da plataforma Aspen Plus.

Nesta simulação usou-se a seguinte unidade de destilação atmosférica e de vácuo apresentada na figura 3.1.



**Figura 3.1 – Unidade de destilação atmosférica e a vácuo.**

#### 3.1 Dados dos crudes

No processo são utilizados dois crudes diferentes e um terceiro que é composto pela mistura destes dois, logo os dados colocados na plataforma serão apenas referentes aos dois crudes.

As propriedades dos crudes seguidamente apresentadas são apenas as utilizadas na simulação, podendo ser consultadas todas as restantes propriedades no anexo B [15].

### 3.1.1 Plutónio

Seguidamente são apresentados os dados referentes aos *lights* deste petróleo, percentagem de destilado em relação à temperatura de corte e percentagem de corte em relação aos meios cortes, gravidade e densidade.

Na tabela 3.1 estão representados os dados referentes à gravidade, os *lights* e a percentagem de destilado mássico e volumétrica em relação à temperatura que compõe este crude.

**Tabela 3.1 - Dados referentes à gravidade, lights e percentagem de corte do crude designado como plutónio.**

Gravity	33,2	Yield on Crude	%wt	%vol
Light Hydrocarbon Analysis		Gas to C <sub>4</sub> (corrected)	1,00	1,54
		Light Distillate to 149°C (API)	14,09	16,74
		Kerosine 149 - 232°C	12,67	13,60
H <sub>2</sub> S* ppm wt	-	Gas oil 232 - 342°C	19,59	19,96
Methane %wt	0,0	Residue above 342°C	52,65	48,16
Ethane %wt	0,01			
Propane %wt	0,16	Gas to C <sub>4</sub> (corrected)	1,00	1,54
Isobutane %wt	0,14	Total to 95°C (API)	7,10	9,16
n-Butane %wt	0,69	149°C	15,10	18,28
		175°C	19,16	22,73
Total C <sub>1</sub> - C <sub>4</sub>	1,0	232°C	27,77	31,88
		342°C	47,35	51,84
		369°C	51,91	56,30
Isopentane %wt	0,62	509°C	73,35	76,70
n-Pentane %wt	0,84	550°C	78,37	81,33
		585°C	82,21	84,82

A tabela 3.2 refere-se ao TBP *cut point* (verdadeiro ponto de ebulição no ponto de corte) em relação à densidade e ao rendimento do crude.

**Tabela 3.2 - Dados referentes à densidade e rendimento em relação ao TBP cut point para o mesmo crude.**

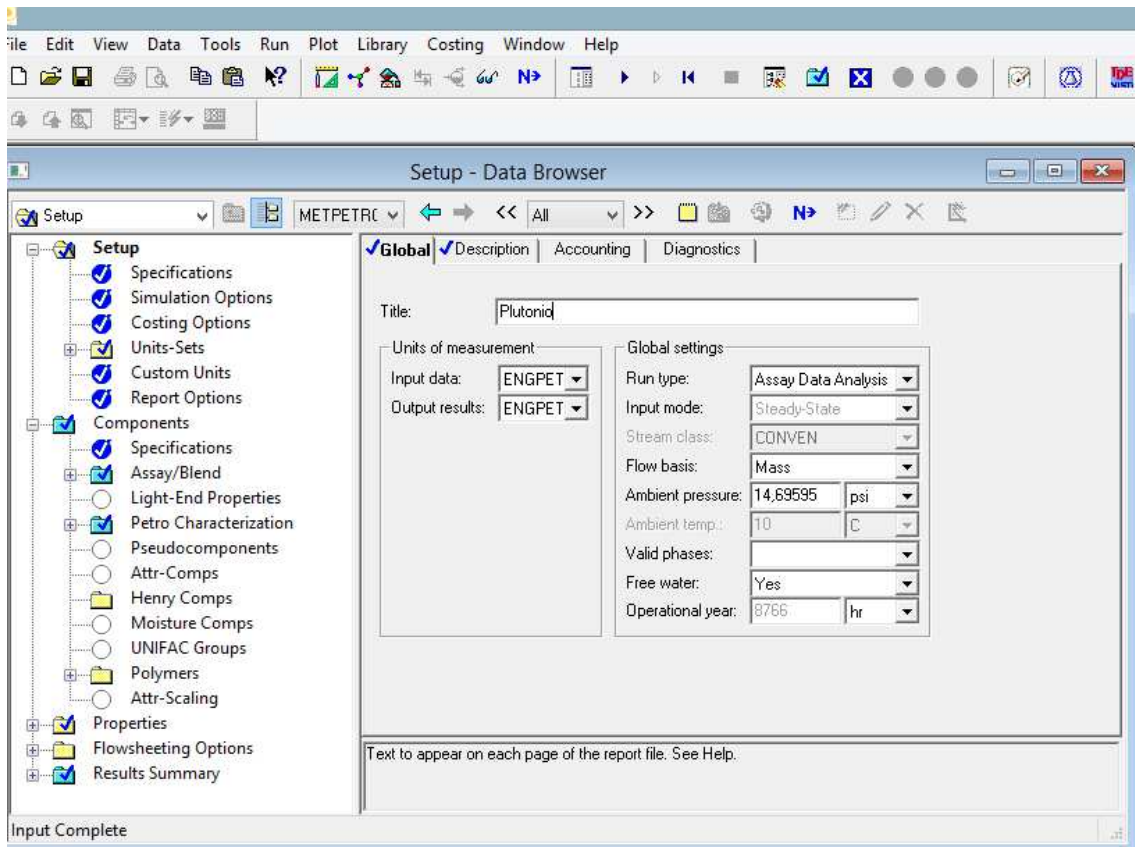
TBP cut point °C API	Total	C <sub>5</sub> -95	95-175	C <sub>5</sub> -149	149-232	232-342	342-369	369-509	509-550	550-585
<b>Crude</b>										
Yield on crude %wt	100,0	6,10	12,053	14,087	12,667	19,586	4,555	21,448	5,016	3,836
Yield on crude %vol	100,00	7,62	13,58	16,74	13,60	19,96	4,47	20,40	4,63	3,49
Density at 15°C kg/litre	0,8586	0,6855	0,7610	0,7214	0,7982	0,8413	0,8743	0,9011	0,9293	0,9423

Para efeito de cálculo no Aspen Plus utilizou-se a equação 1 para converter a unidade Densidade para Grau API, uma vez que o simulador só trabalha nessa unidade.

$$\rho = \frac{141,5}{\rho_{API} + 131,5} \quad (1)$$

### 3.1.1.1 Metodologia utilizada no Aspen Plus para o Plutónio

Na plataforma Aspen Plus foram introduzidos os dados referentes ao Plutónio, como se pode verificar através da figura 3.2.

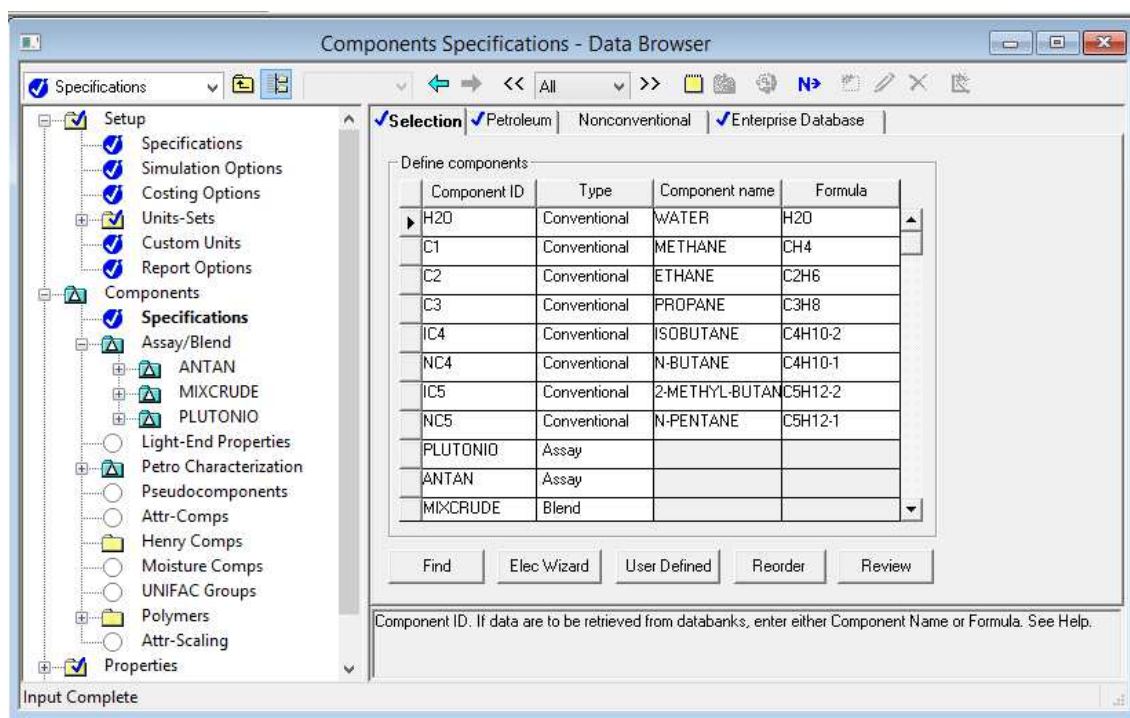


**Figura 3.2 – Dados referentes ao Plutónio.**



Para a obtenção da figura 3.2, iniciou-se o Aspen Plus V7.2 e selecionou-se *Blank simulation*. Na consola de comandos do simulador, na barra de ferramentas do Aspen Plus selecionou-se *Data* e, logo de seguida *Setup* para se obter uma nova janela, na qual se alterou o *Run type* para *Assay Data Analysis*, uma vez que teve que ser criado um novo *Assay* ainda não existente na plataforma. Para tal, atribuiu-se o nome *Plutonio* ao ficheiro, sendo as unidades de medida selecionadas as *ENGPETRO units*, por serem as mais indicadas em trabalhos com petróleos.

Na figura 3.3 estão especificados os componentes *light's* que fazem parte deste crude.



**Figura 3.3 – Componentes *light's* do Plutónio.**

Para a obtenção da figura 3.3 bastou carregar na janela do *Data Browser* em *Componentes* e, de seguida em *Specifications*.

Na figura é possível identificar-se outro *Assay* referente ao *Antan* e ao *Mixcrude* designado por *Blend*. Mais à frente irá ser explicado o modo de obtenção dos mesmos.

Introduziu-se os dados das tabelas 3.1 e 3.2 no simulador, abrindo o separador *Assay/Blend*.

Nesse separador são introduzidos os valores da percentagem de destilado em relação à temperatura, como se pode verificar na figura 3.4.

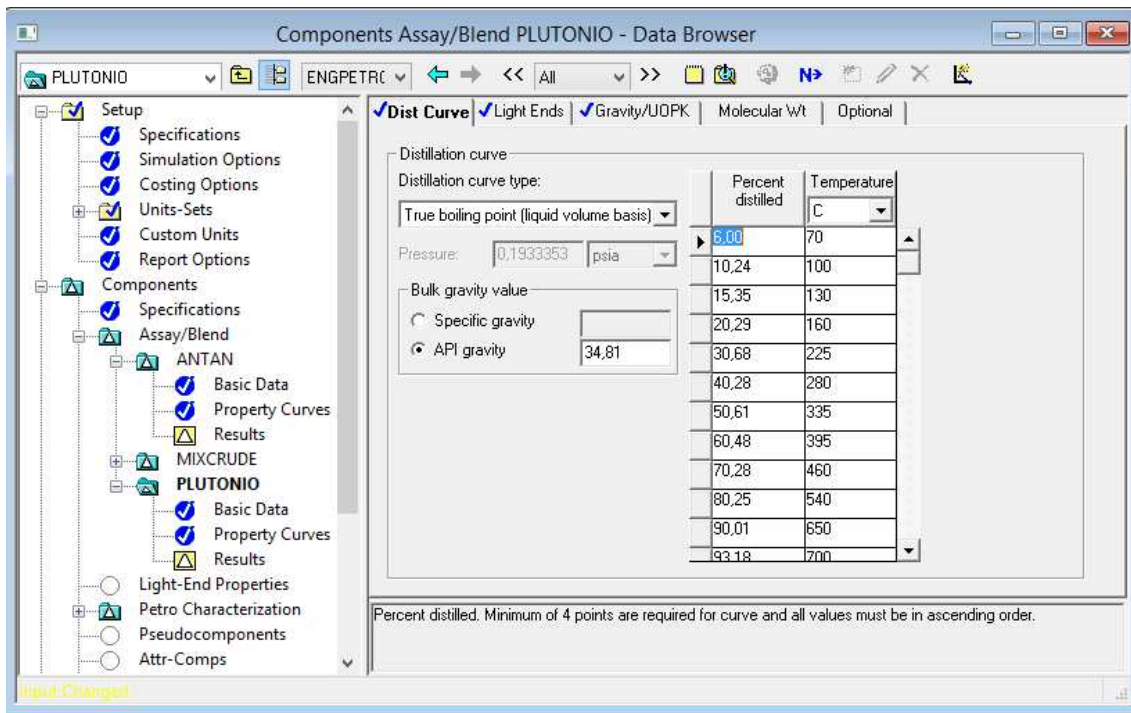
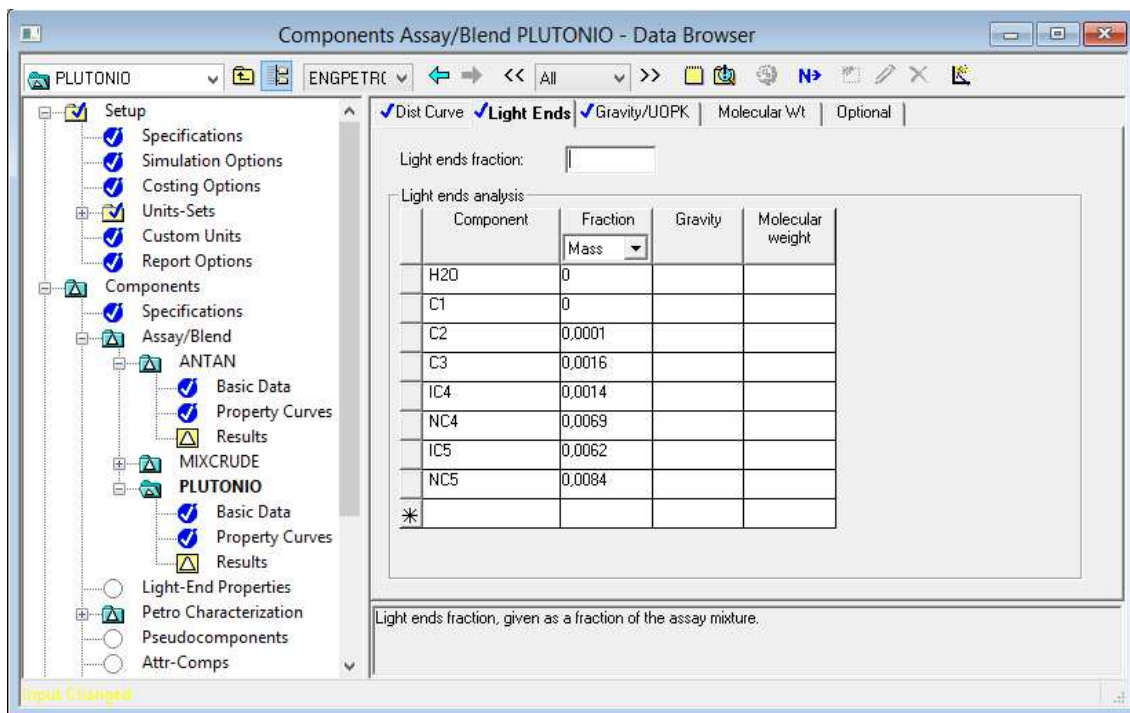


Figura 3.4 – Propriedades do Plutónio.

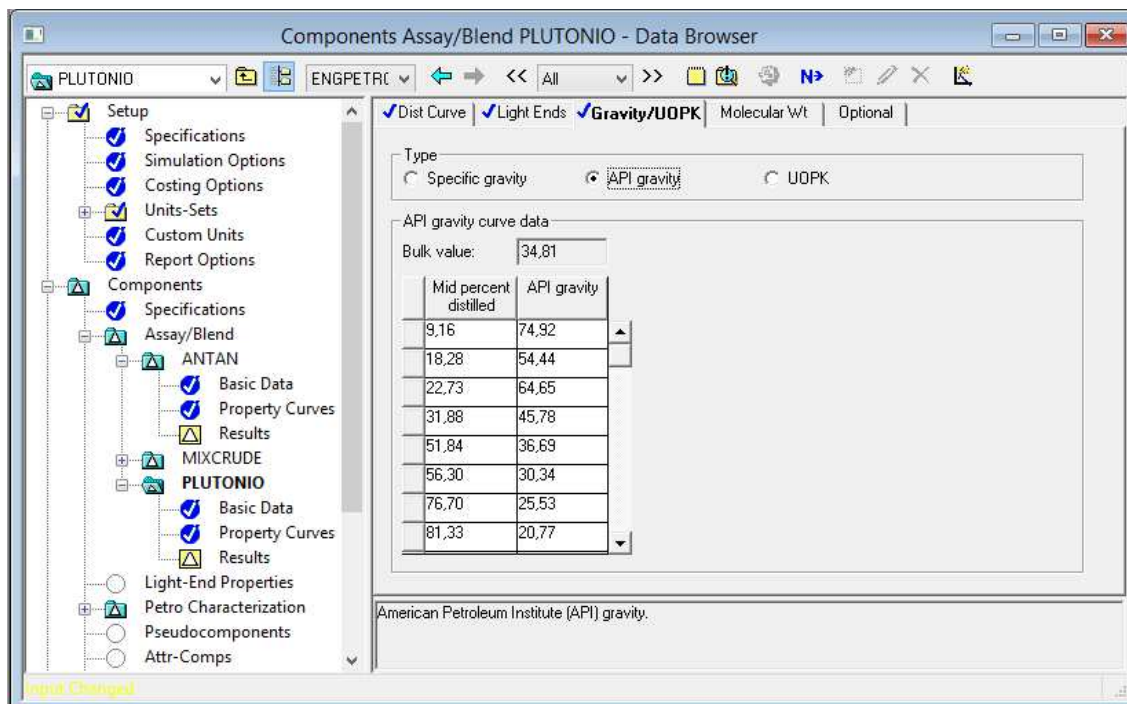
No separador *Distillation Curve Type* (ou tipo de curva de destilação) selecionou-se a opção *True boiling point* e no *Bulk gravity value* escolheu-se *API gravity*, introduzindo-se de seguida os dados.

Ao avançar para o separador *Light Ends* colocou-se as percentagens mássicas de cada componente. Na figura 3.5 encontram-se representados esses componentes com respetivas percentagens mássicas.



**Figura 3.5 – Introdução das percentagens mássicas de cada componente.**

Na figura 3.6 está representado os dados introduzidos no separador Gravity/UOPK.



**Figura 3.6 – Introdução do API gravity para cada uma das percentagens.**

Para finalizar o processo, clicou-se em *Gravity/UOPK* e selecionou-se *API gravity*, introduzindo-se os valores de percentagem mássica convertidos na unidade *API gravity* [15].

### 3.1.2 Antan

Comparativamente com o crude Plutónio, os dados facultados para o crude Antan tinham menos informação disponível, logo não foi possível a obtenção de uma simulação tão completa quanto a do Plutónio. Mas, visto o Aspen Plus se tratar de uma plataforma que apenas necessita de quatro pontos de cada parâmetro desejado para a realização da simulação, foi possível a obtenção das especificações deste crude.

Na tabela 3.3 estão representados os valores referentes à destilação em relação à temperatura para a TBP, fornecidos pela Petrogal.

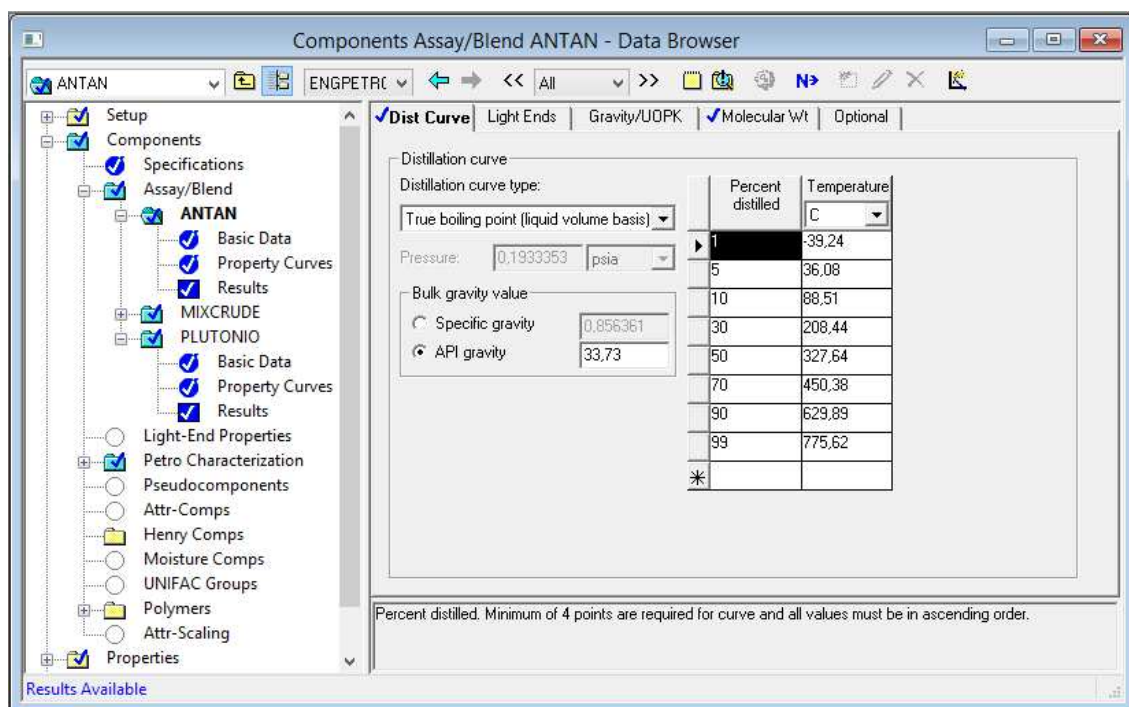
**Tabela 3.3 - Dados referentes ao API gravity e TBP da destilação em relação à temperatura.**

<i>API Gravity (dry)</i>	33,73411
<i>Distillation TBP Vol_01 [C]</i>	-35,72
<i>Distillation TBP Vol_05 [C]</i>	70,6942
<i>Distillation TBP Vol_10 [C]</i>	110,073
<i>Distillation TBP Vol_30 [C]</i>	229,6113
<i>Distillation TBP Vol_50 [C]</i>	317,0292
<i>Distillation TBP Vol_70 [C]</i>	425,0093
<i>Distillation TBP Vol_90 [C]</i>	576,0645
<i>Distillation TBP Vol_95 [C]</i>	654,0437
<i>Distillation TBP Vol_99 [C]</i>	775,6221

#### 3.1.2.1 Metodologia utilizada no Aspen Plus para o crude Antan

Inicialmente, o primeiro e único passo para a obtenção das especificações do Antan no simulador Aspen Plus foi efetuado da mesma forma que a descrita no capítulo 3.2.1 de acordo com a figura 3.3.

Na figura 3.7 estão apresentados os valores da percentagem de destilado em relação à temperatura.



**Figura 3.7 - Valores da percentagem de destilado em relação à temperatura.**

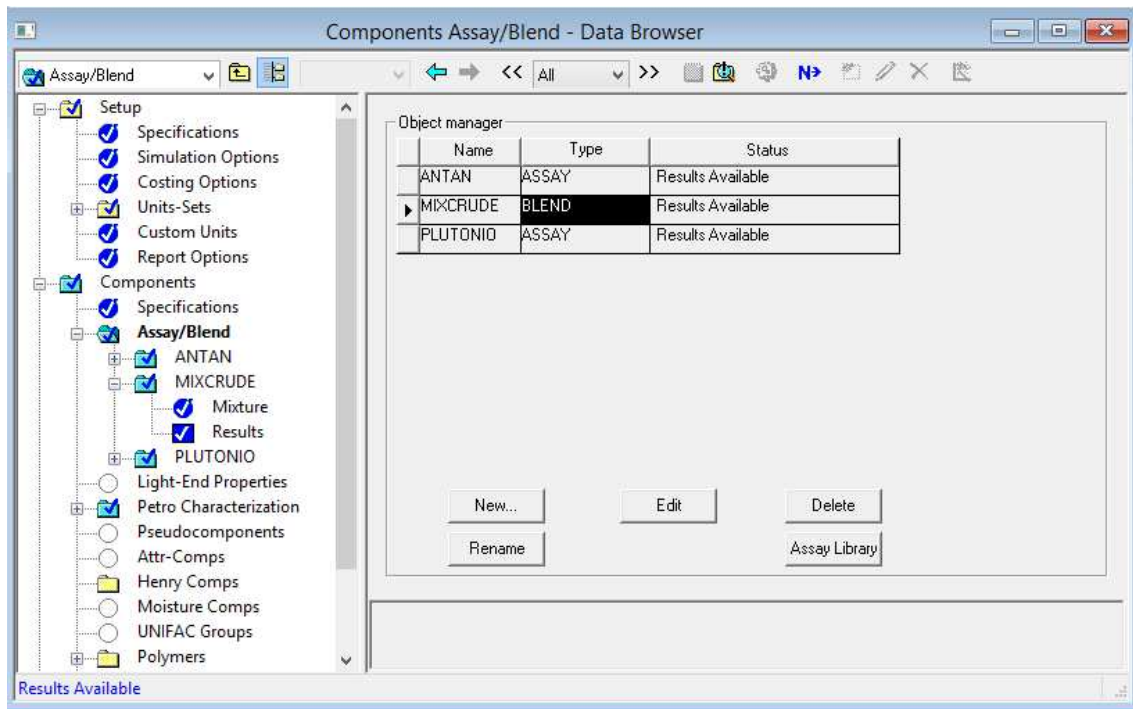
### 3.1.3 Mixcrude

Após a introdução dos dados dos dois crudes foi possível obter o Mixcrude desejado. Trata-se de uma mistura entre os dois Assays (dados sobre os dois crudes) introduzidos para fazer o *blend* [15].

#### 3.1.3.1 Simulação para a obtenção do Mixcrude

Para se obter a simulação do Mixcrude no Aspen Plus, foi necessário a especificação do mesmo. Esta especificação foi feita da mesma forma que nos crudes anteriores, através da pasta *Assay/Blend*.

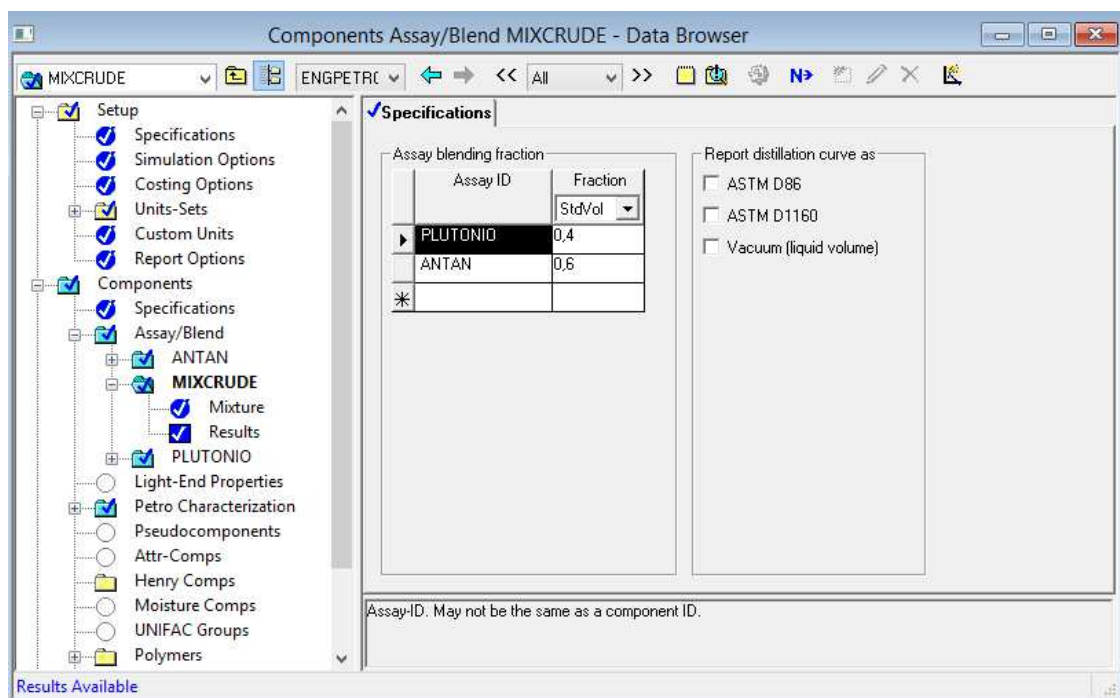
Na figura 3.8 encontra-se representada a criação da *Blend* Mixcrude.



**Figura 3.8 – Criação do Blend Mixcrude.**

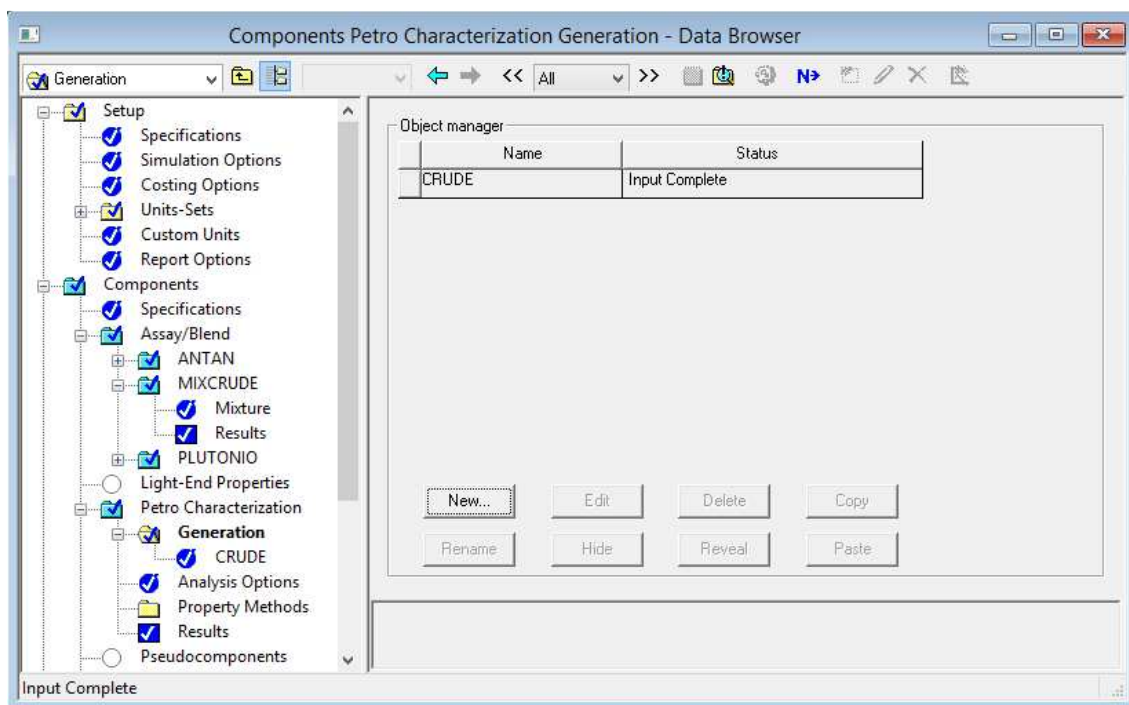
Após a criação da *Blend Mixcrude*, foi necessário introduzir as quantidades de cada crude que faz parte do Mixcrude, de forma a se obter o novo crude.

Este novo crude é composto por 40% de Plutónio juntamente com 60% de Antan, tratando-se de percentagens volumétricas, como se pode verificar na figura 3.9.



**Figura 3.9 – Constituição do novo crude.**

Seguidamente seleccionou-se a pasta *Petro Characterization* e *Generation* para se poder criar o novo crude, clicando depois em *New*.



**Figura 3.10 – Formação do novo crude.**

Depois de inserido o crude, foram efetuadas as especificações do mesmo dizendo que é constituído apenas por Mixcrude.

Seguidamente fez-se correr o programa para se obter os resultados do novo crude [15].

### 3.2 Configuração da Destilação atmosférica

Neste capítulo, irá ser dada ênfase à destilação atmosférica realizada para o Mixcrude.

No Aspen Plus é necessário inserir a temperatura, pressão, caudal e componentes das correntes de entrada. Por conseguinte deverá definir-se a configuração da coluna (número de andares, temperatura no condensador, saída de cada corrente, etc), sendo necessário indicar os números de *pumparounds* e *strippers* que a coluna tem e especificá-los [15,16].

### 3.2.1 Escolha do tipo de coluna de destilação

A escolha do tipo de coluna e o método é um passo fulcral, pois caso se erre na escolha da coluna para o tipo de operação que se irá efetuar, esta poderá não reproduzir os resultados desejados ou esperados.

O primeiro passo nas simulações é especificar o método que mais se adequa ao nosso trabalho bem como as componentes que serão utilizadas.

Para seleccionar a coluna a usar foi utilizado o separador *Petro frac* existente na plataforma, onde são existentes todo o tipo de colunas de destilação, e seleccionou-se o modelo CDU2F, visto tratar-se da única coluna que continha dois *pumparounds* e dois *strippers*, como a coluna indicada pela Petrogal.

Após a seleção da coluna foi escolhido o processo *Refinery*, processo indicado para refinar petróleos, e o método base BK10, visto ser o melhor método para componentes à base do petróleo. Na figura 3.11 encontram-se representadas as especificações descritas [15,16].

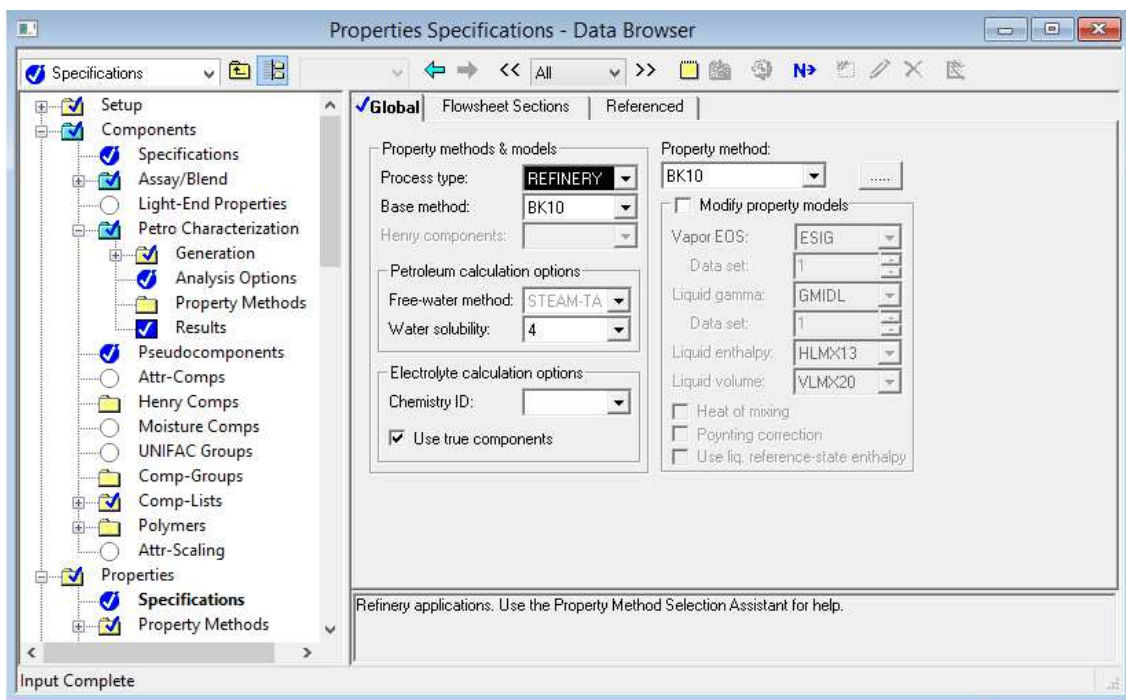


Figura 3.11 – Especificações da coluna de destilação atmosférica.

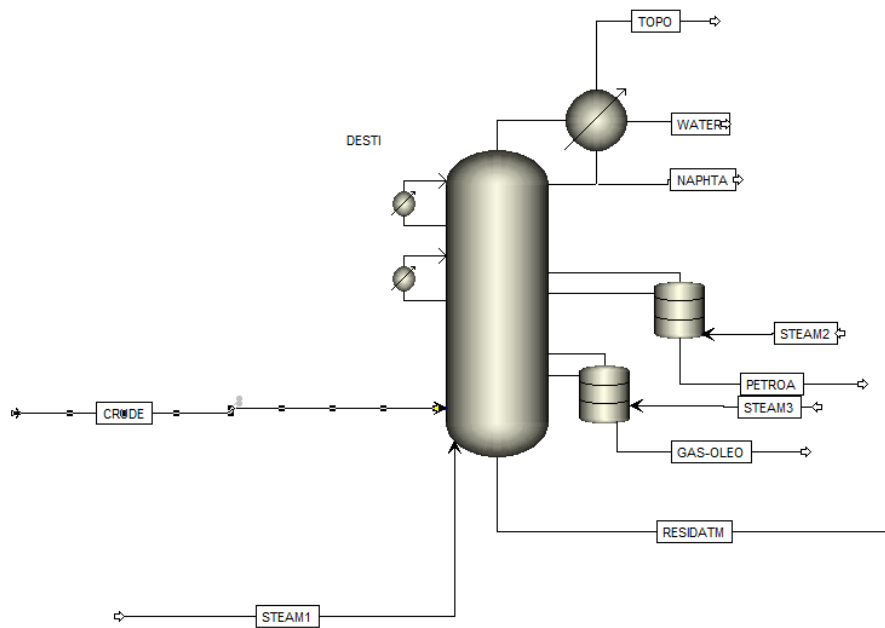
Depois de seleccionar o modelo e a coluna, estão recolhidas as condições para atribuir os nomes às correntes. Na tabela 3.4 encontram-se os nomes das correntes e respetiva função.



**Tabela 3.4 – Identificação das correntes.**

Identificação da corrente	Correspondência na coluna
<b>Crude</b>	Corrente de alimentação principal da mistura de petróleos à coluna.
<b>Steam1</b>	Corrente de vapor principal que alimenta diretamente a coluna.
<b>Topo</b>	Corrente gasosa que sai da coluna.
<b>Water</b>	Corrente de água decantada da coluna.
<b>Naphta</b>	Corrente de destilado da coluna.
<b>Steam2</b>	Corrente de vapor que é alimentado ao Stripper para fazer a adsorção.
<b>PetroA</b>	Corrente de produto de fundo do Stripper.
<b>Steam3</b>	Corrente de vapor que é alimentado ao Stripper para fazer a adsorção.
<b>Gas-Oleo</b>	Corrente de produto de fundo do Stripper.
<b>Residatm</b>	Corrente de fundo da coluna principal.

Na figura 3.12 está representada a coluna de destilação com as respectivas correntes.



**Figura 3.12 – Coluna de destilação e respetivas correntes.**

### 3.2.2. Inserção no Aspen Plus das correntes de entrada

No simulador só é necessário especificar as correntes de entrada da coluna. Na figura 3.13 encontra-se um exemplo de caracterização de uma das correntes de entrada, podendo ser consultadas a caracterização das restantes correntes no anexo C.

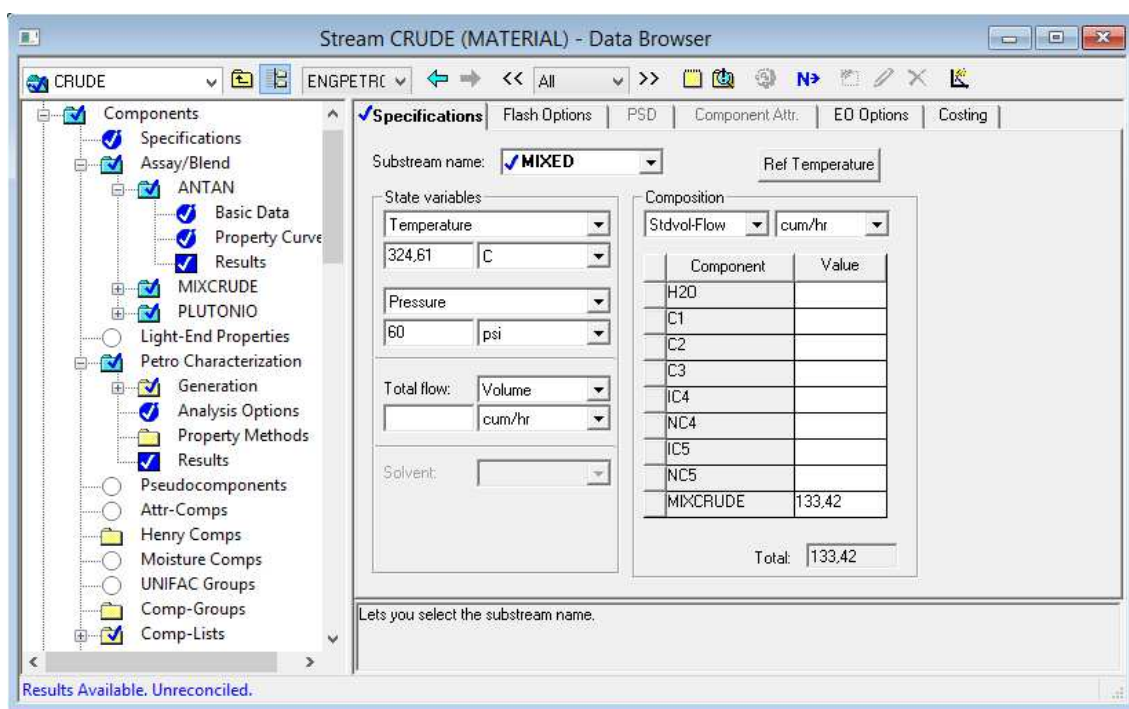


Figura 3.13 – Caracterização de uma das correntes de entrada.

Para fazer a caracterização das correntes é necessário saber a pressão, temperatura caudal e constituição da mesma. Para a inserção das especificações clicou-se em *streams*, selecionou-se seguidamente a corrente desejada e colocou-se os valores fornecidos para cada parâmetro.

Na tabela 3.5 encontram-se os parâmetros utilizados para cada corrente de entrada.

Tabela 3.5 – Parâmetros utilizados em cada corrente de entrada.

Nome da Corrente	Temperatura (°C)	Caudal	Pressão	Constituição
Crude	324,61	133,42 m <sup>3</sup> /h	60 psi	Mixcrude
Steam1	352,58	0,8 m <sup>3</sup> /h	4,5 kg/cm <sup>2</sup>	Água
Steam2	352,58	286,92 ton/dia	4,5 kg/cm <sup>2</sup>	Água
Steam3	352,58	513,66 ton/dia	4,5 kg/cm <sup>2</sup>	Água

### 3.2.3 Especificação da Coluna de destilação atmosférica

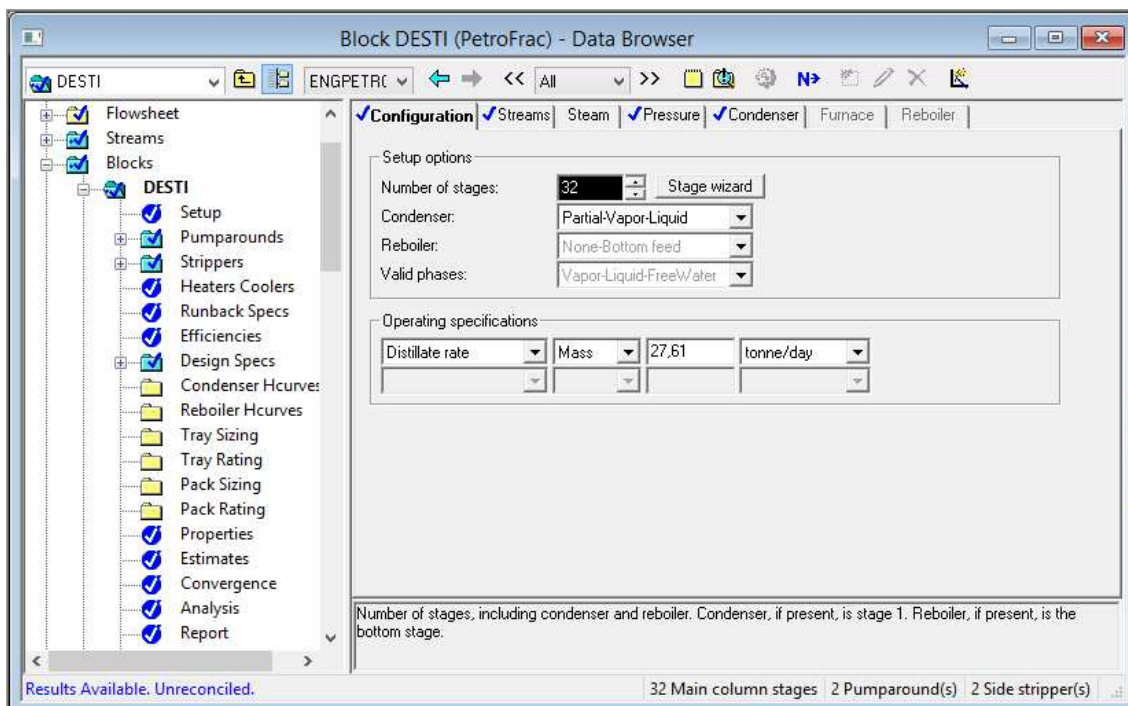
Na especificação da coluna de destilação atmosférica é necessário referir as especificações da coluna principal, dos *Strippers* e *Pumparounds* que a constituem.

### 3.2.3.1 Especificação da coluna principal

O primeiro passo para a realização do objetivo deste capítulo foi proceder à configuração da coluna principal, para tal foi necessário colocar todos os parâmetros que o Aspen Plus requer. As configurações que o Aspen Plus necessita são:

- Número de Andares, neste caso são 32 andares;
- Tipo de condensador, sendo este um partial-vapor-liquid porque apresenta uma corrente líquida, uma corrente gasosa e uma corrente de água (estas correntes também fazem parte de outro parâmetro que é o *valid phases*) a sair do condensador;
- Tipo de rebulidor. Esta coluna não tem rebulidor e a alimentação é feita pelo fundo, logo escolhe-se *none-bottom feed*;
- Especificação de operações, isto é caudal de destilado a usar (27,61 ton/dia);
- Pressões tanto de topo (0,9 kg/cm<sup>2</sup>) como de fundo (0,99 barg) na coluna principal;
- Temperatura do Condensador (115°C que é a mesma temperatura de saída da corrente de topo);
- Identificação dos andares de saída e de entrada das correntes da coluna e nas correntes de entrada têm que se identificar os critérios de entrada (como por exemplo se passa numa fornalha);
- Neste caso não necessitamos de especificar a fornalha visto saber a temperatura da alimentação no prato de entrada.

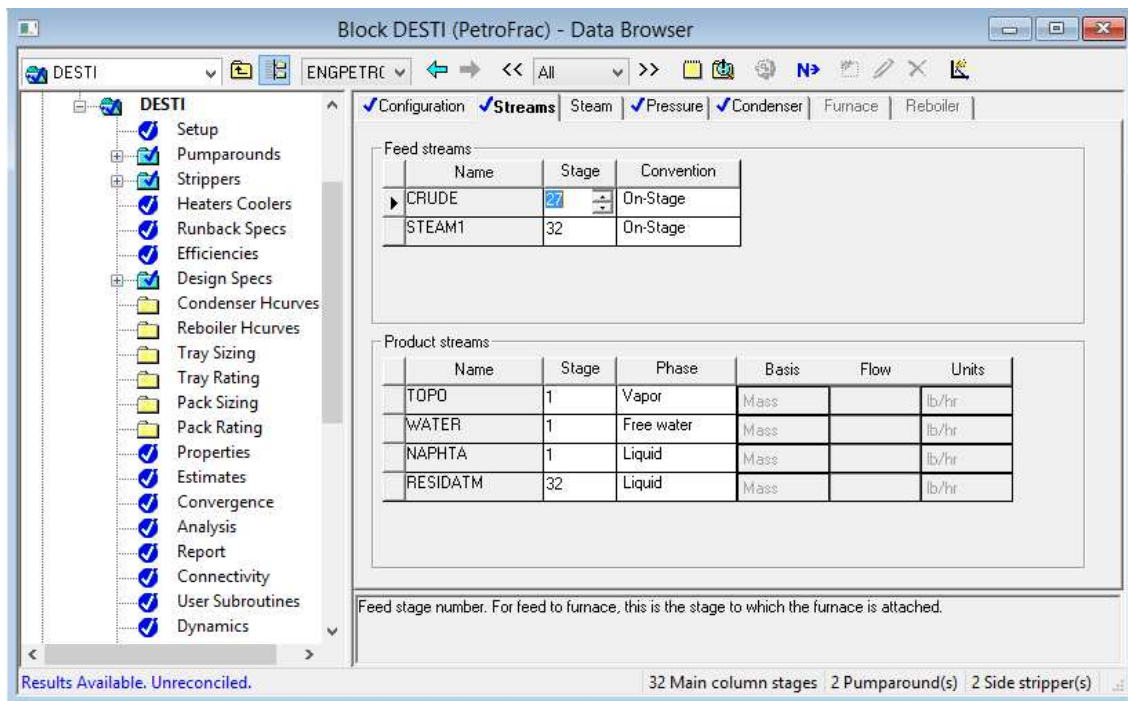
As figuras 3.14 a 3.17 foram retiradas do Aspen Plus e referem-se às configurações efetuadas na coluna, descritas anteriormente.



**Figura 3.14 – Configuração da coluna de destilação atmosférica.**

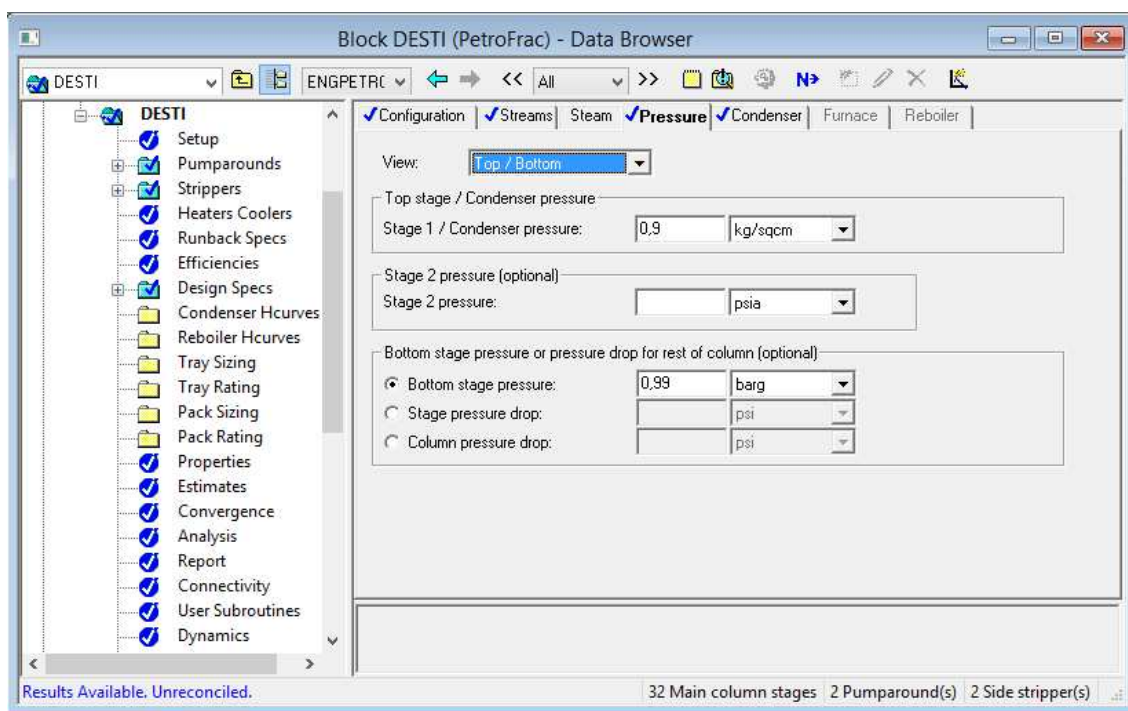
Para iniciar a configuração da coluna, foi necessário clicar em *blocks*, aparecendo de seguida o nome atribuído à coluna e, no separador *Configuration* foram colocados esses mesmos dados.

No separador *Streams* configurou-se os andares de entrada das correntes de entrada e os respetivos critérios. Nas correntes de saída configurou-se apenas os andares e as fases em que estas se encontram, como se pode observar na figura 3.15.



**Figura 3.15 – Configuração das correntes de entrada e saída.**

Depois de se configurar as correntes de entrada e saída, no separador *Pressure* colocou-se a pressão do andar de topo e do último andar. Na figura 3.16 encontram-se representados esses valores.



**Figura 3.16 – Atribuição da pressão ao andar de topo e ao último andar.**

Por fim, foi necessário configurar o condensador. No separador *Condenser* colocou-se o valor da temperatura de saída da corrente de topo, 115°C, fornecido pela Petrogal. Este valor foi estimado pensando que o condensador estaria à mesma temperatura que as correntes que saem deste.

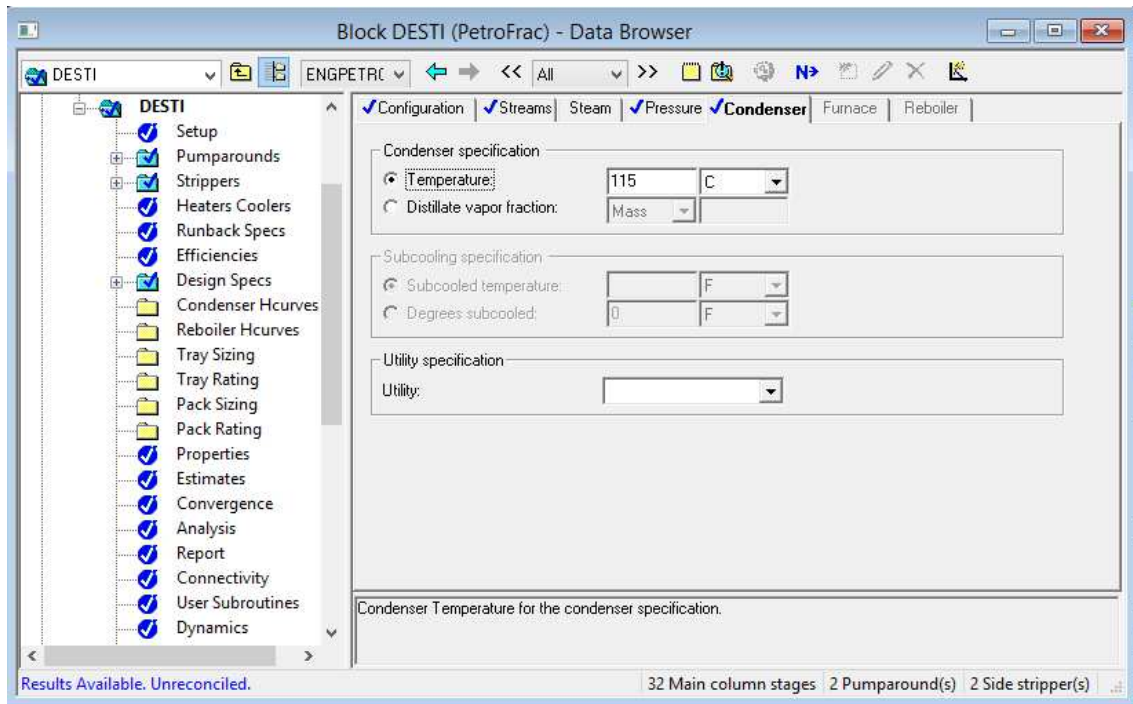


Figura 3.17 – Configuração do condensador.

### 3.2.3.2 Configuração dos Strippers

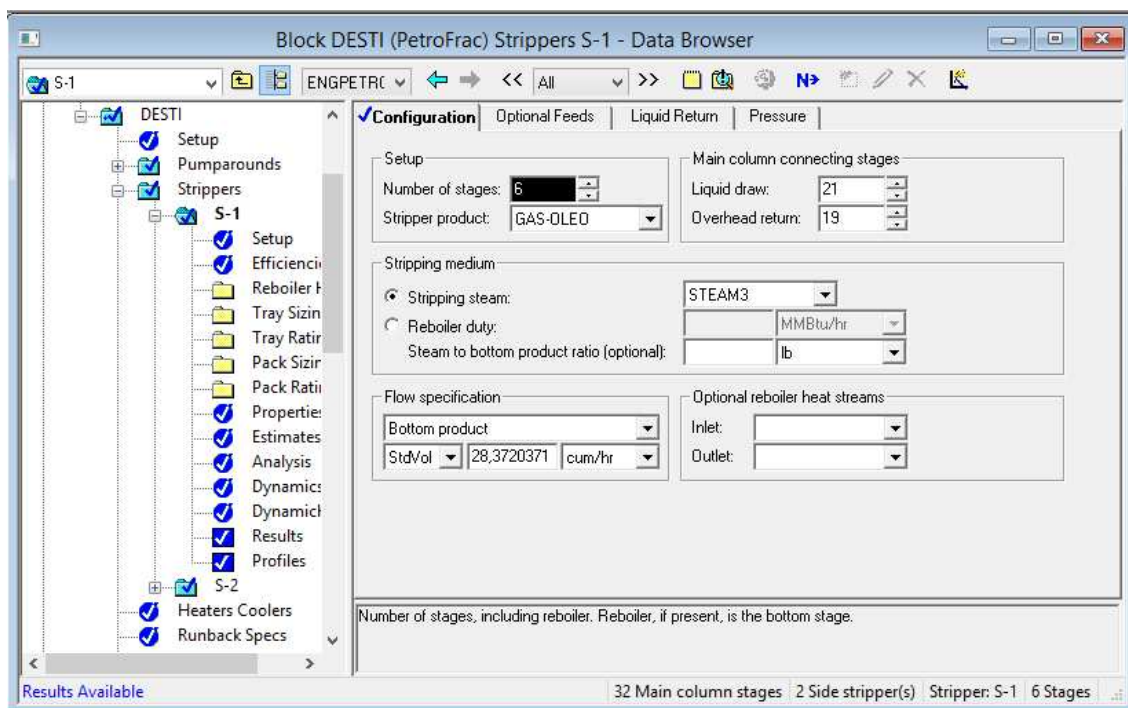
Na tabela 3.6 encontram-se representados os dados que definem os dois strippers existentes na coluna, visto tratar-se da existência de dois produtos de fundo.

Tabela 3.6 – Definição dos Strippers.

Strippers	Andares	Especificações
<b>Stripper 1 (ou S-1)</b>	Número de andares: 6	Corrente de stripping: Steam2
	Andar de retirada do líquido: 21	Produto do stripper: GAS-OLEO
	Andar de retorno à coluna: 19	Caudal de produto: 28,37 m <sup>3</sup> /h
<b>Stripper 2 (ou S-2)</b>	Número de andares: 6	Corrente de stripping: Steam3
	Andar de retirada do líquido: 13	Produto do stripper: PETROA
	Andar de retorno à coluna: 11	Caudal de produto: 16,15 m <sup>3</sup> /h

A figura 3.18 demonstra a especificação do Stripper 1.





**Figura 3.18 – Especificação do Stripper 1.**

Na configuração do stripper 1 (ou S-1) foi necessário colocar os dados que constam da tabela 3.5. Para tal abriu-se o *blocks* e selecionou-se o nome dado à coluna, aparecendo seguidamente os *strippers*. De seguida, acrescentou-se um *stripper* selecionando o botão *NEW* e preencheu-se todos os parâmetros solicitados pelo simulador, como se pode verificar através da figura 3.18.

O stripper 2 foi especificado do mesmo modo, podendo ser consultado no anexo D.1.

### 3.2.3.3. Especificação dos *pumparounds*

Os *pumparounds* são permutadores de calor que servem para bombear líquido que sai da coluna a uma temperatura mais elevada e retorna à coluna uns andares acima a uma temperatura mais baixa, com o objetivo de retirar calor à coluna.

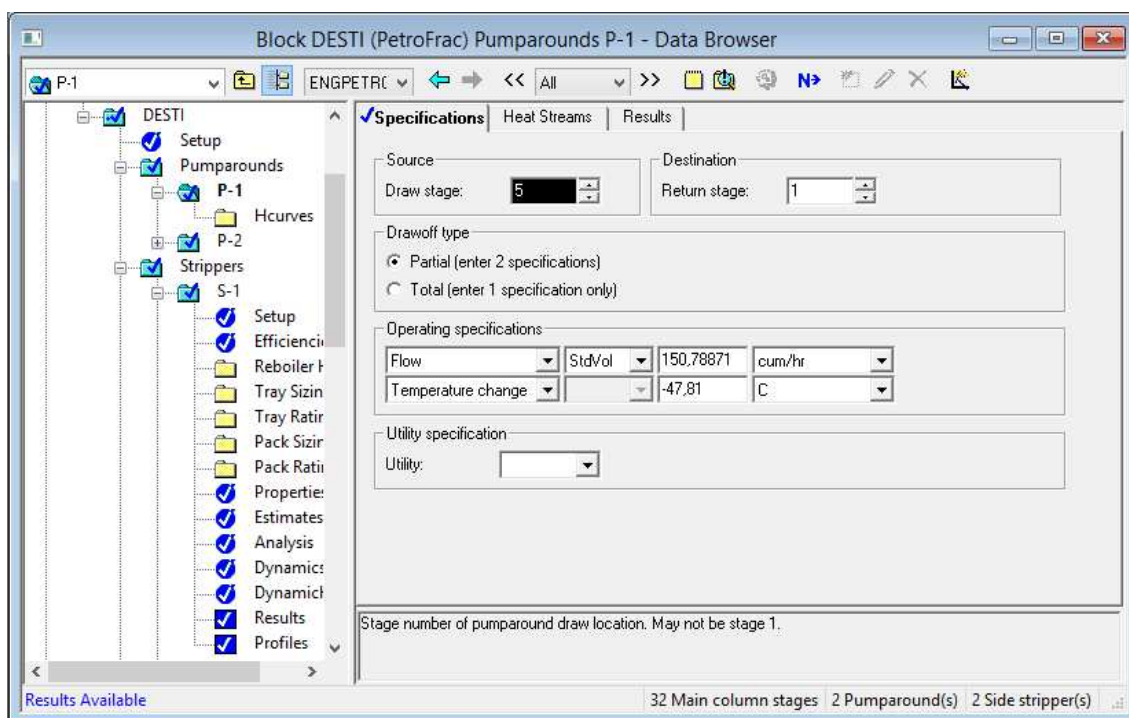
Para os especificar no Aspen Plus foram necessários os dados mencionados na tabela 3.7, fornecidos pela Petrogal.

**Tabela 3.7 – Definição dos Pumparounds.**

Pumparound	Andares	Especificações
<b>Pumparound 1 (P-1)</b>	Andar de retirada do líquido: 5 Andar de retorno à coluna: 1	Caudal retirado: 150,79 m <sup>3</sup> /h Temperatura da corrente devolvida à coluna: 169,34°C Diferença de temperaturas: -47,81°C
<b>Pumparound 2 (P-2)</b>	Andar de retirada do líquido: 21 Andar de retorno à coluna: 17	Caudal retirado: 115,37 m <sup>3</sup> /h Temperatura da corrente devolvida à coluna: 253,87°C Diferença de temperaturas: -91,62°C

Apenas serão explicadas as especificações efetuadas para o primeiro *pumparound*, podendo-se consultar no anexo D.2 as especificações efetuadas para o segundo *pumparound*.

Na figura 3.19 encontram-se os dados mencionados na tabela 3.7 já inseridos no Aspen Plus.



**Figura 3.19 – Especificações do Pumparound 1.**

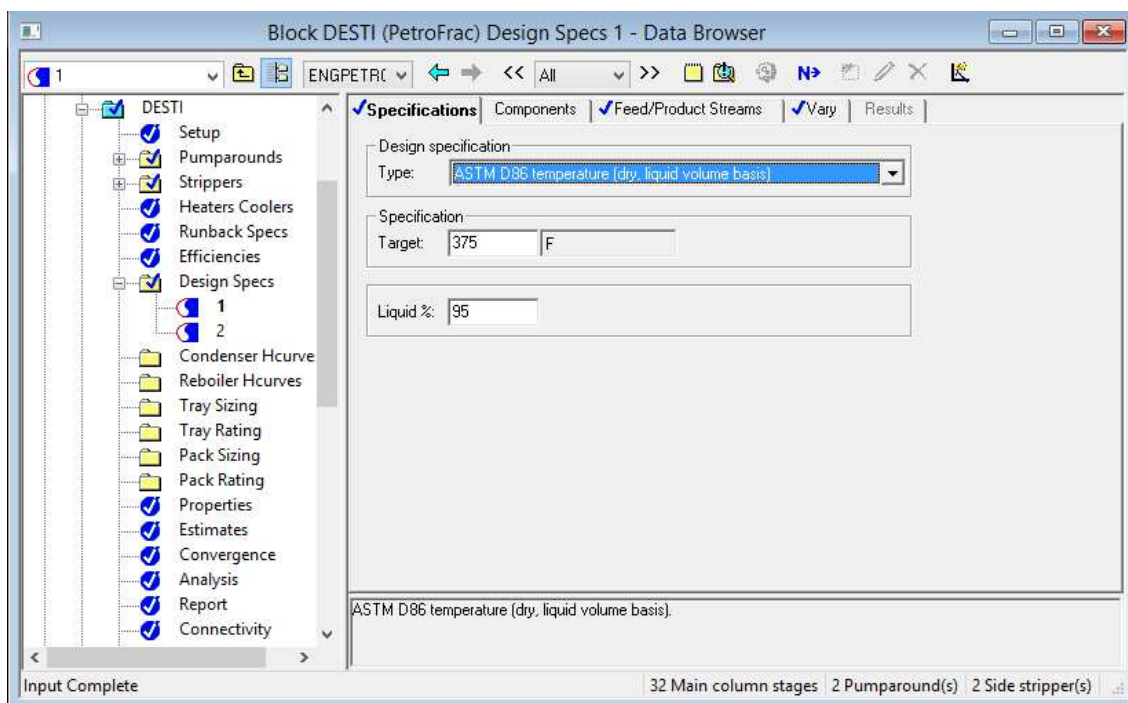
Para efetuar a especificação foi necessário clicar na pasta “*Pumparounds*” que fica do lado esquerdo da janela do simulador, abrindo de imediato uma nova janela onde são pedidos os dados mencionados na tabela 3.7. É de salientar que se optou pelo valor de diferença de temperaturas porque, desta forma, se conseguiria especificar a diferença que se encontra entre a corrente de entrada e de saída. Foi ainda necessário efetuar especificações quanto ao tipo de escoamento, podendo ser total ou parcial, tendo-se optando por escoamento parcial, uma vez que não se retirou toda a corrente líquida do andar correspondente.

### 3.2.3.4 Especificações *design* da coluna

Também o *design* da coluna apresenta especificações, sendo estas impostas pelo simulador. Para a coluna de destilação o simulador impõe que o destilado de Naphta não possa sair a uma temperatura acima de 375F, que seja 95% líquido e que siga o modelo ASTM 86, sendo esta considerada a primeira especificação.

Na segunda, a corrente gás óleo não poderá sair a uma temperatura superior a 640F, tem que ser 95% líquido e seguir o modelo ASTM 86.

Nas figuras 3.20 e 3.21 encontram-se representadas essas mesmas especificações.



**Figura 3.20 – Introdução da primeira especificação.**

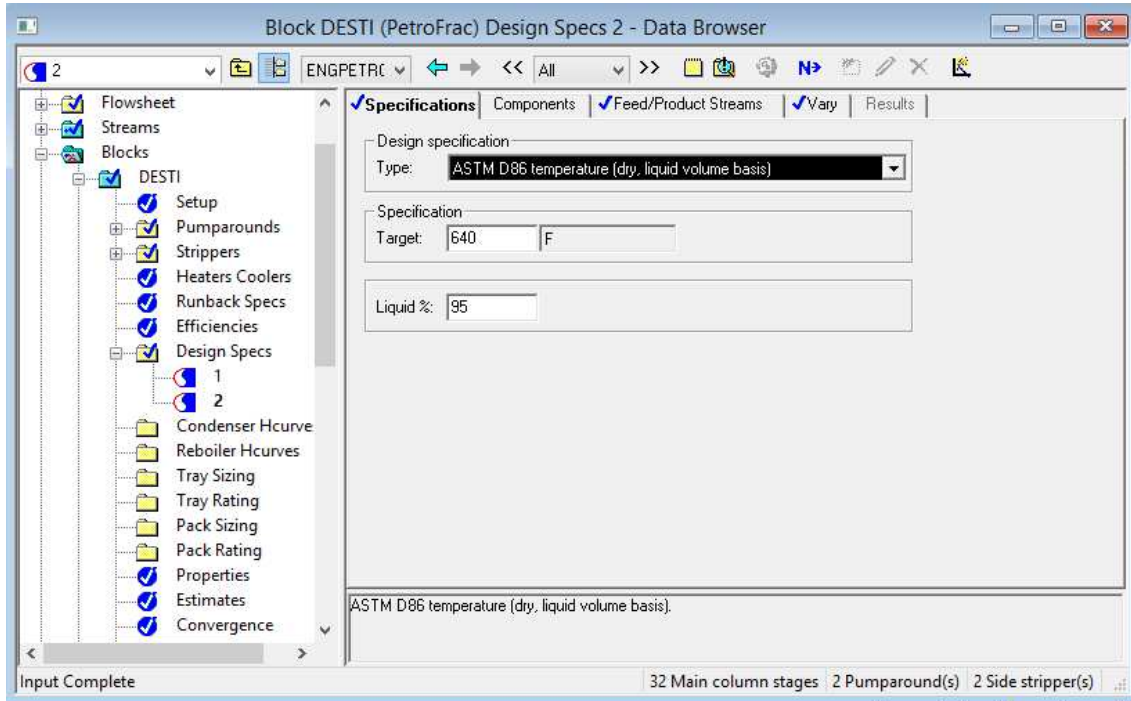


Figura 3.21 – Introdução da segunda especificação.

### 3.3. Especificação da destilação a vácuo

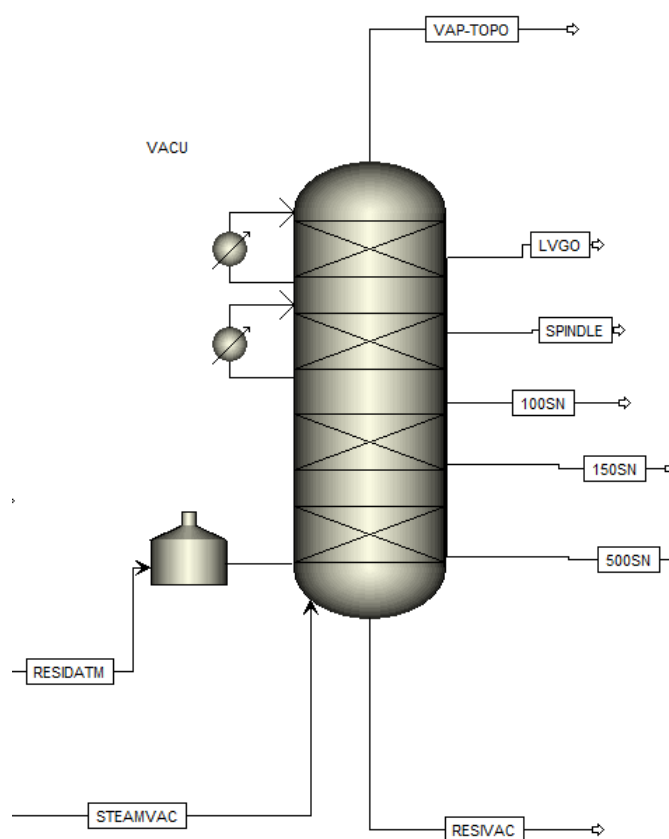
Assim como a coluna de destilação atmosférica, também a coluna de vácuo necessita de especificações. O que diferencia a especificação das duas colunas é que na coluna de vácuo não haverá configuração dos *strippers*, visto os produtos desta destilação saírem por cortes laterais existentes na coluna, uma vez que os *strippers* existentes na unidade não se encontram a receber vapor para efetuar adsorção dos gases do produto, logo não têm qualquer efeito sobre os produtos.

#### 3.3.1 Escolha do tipo de coluna de vácuo

Neste capítulo irá ser dada ênfase à escolha da coluna mais indicada para efetuar a destilação a vácuo. O método utilizado irá ser o mesmo que foi utilizado na destilação atmosférica, visto tratar-se do método mais indicado.

Após análise decidiu-se que a coluna mais indicada seria a Vacuum2F do PetroFrac, pois, para além de se tratar da mais indicada para a realização da destilação a vácuo também contém dois *pumparounds*, tal como os dados fornecidos pela Petrogal.

Na figura 3.22 encontra-se representada a coluna escolhida com as correntes correspondentes.



**Figura 3.22 – Coluna de vácuo e respectivas correntes.**

### 3.3.2 Entrada dos dados das correntes

Na coluna de destilação a vácuo são apenas existentes duas correntes de entrada, encontrando-se uma destas já definida pois trata-se do resíduo da destilação atmosférica. A outra corrente, chamada “STEAMVAC”, trata-se de uma corrente de vapor de água. Na figura 3.23 encontra-se representada a definição dessa corrente, podendo ser possível ver os valores utilizados para essa mesma definição.

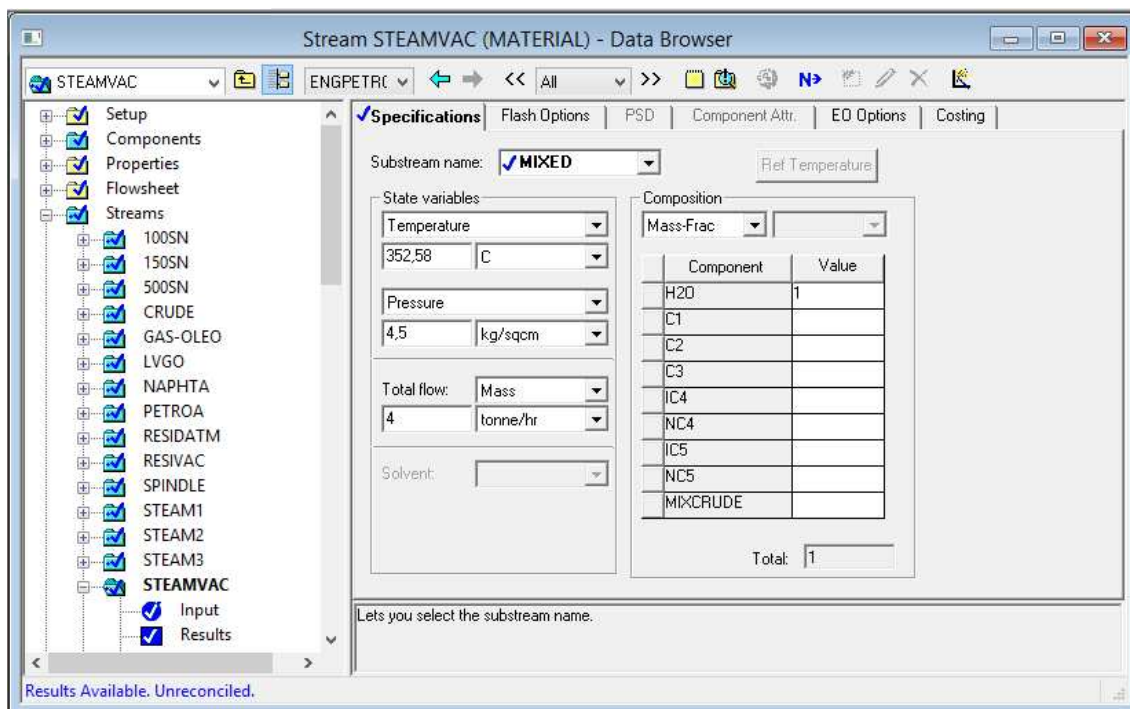


Figura 3.23 – Definição da corrente de vapor de água.

### 3.3.3 Configuração da coluna de vácuo

A coluna de vácuo é constituída por três *pumparounds*, sendo um destes responsável apenas por fazer o refluxo de caudal para a coluna e, por quatro *strippers*. Uma vez que numa das reuniões na Petrogal foi referido que os *strippers* não estão a receber qualquer tipo de vapor para efetuar a adsorção dos produtos, optou-se por não os considerar na simulação efetuada, fazendo com que estes produtos saiam da coluna principal através de cortes laterais.

#### 3.3.3.1 Especificação dos dados para a coluna principal

Neste capítulo irá proceder-se à configuração da coluna principal, para tal foi necessário colocar todos os parâmetros que o Aspen Plus requer. As configurações que o Aspen Plus necessita são:

- Número de Andares, neste caso 26 andares;
- Tipo de condensador. Esta coluna não tem condensador apenas um *pumparound* de topo, logo irá se indicar *none-top pumparound*;
- Tipo de rebulidor. Esta coluna não tem rebulidor e a alimentação é feita pelo fundo, logo escolhe-se *none-bottom feed*;
- Especificação de operações. Neste caso não é preciso indicar a quantidade nem de produto de destilado nem de produto de fundo;

- Pressões na coluna principal tanto de topo (-0,952 barg) como de fundo (-0,945 barg);
- Identificação dos andares de saída e de entrada das correntes da coluna e, nas correntes de entrada há a necessidade de se identificar os critérios de entrada (como por exemplo se passa numa fornalha);
- Neste caso necessitamos de especificar a fornalha e a temperatura, sendo usada a *single duty on feed stage* a uma temperatura de 333°C;
- As fases da coluna são a fase de vapor e líquida, e para tal no *valid phases* escolheu-se *vapor-liquid*.

Com base nos dados fornecidos pela Petrogal foi possível estimar os caudais das correntes, os quais se encontram mencionados na tabela 3.8. Essa estimativa foi introduzida diretamente como produto lateral da corrente líquida na coluna, uma vez que os *strippers* existentes na coluna de vácuo não apresentam qualquer tipo de efeito, pois o vapor não passa nestes.

**Tabela 3.8 – Caudais estimados para as correntes da coluna de vácuo.**

Corrente	Andar	Caudal
<b>Spindle</b>	6	4,43 m <sup>3</sup> /h
<b>100SN</b>	10	7,32 m <sup>3</sup> /h
<b>150SN</b>	14	7,51 m <sup>3</sup> /h
<b>500SN</b>	17	13,97 ton/h

A figura 3.24 demonstra o formato de inserção dos dados mencionados na tabela 3.8.

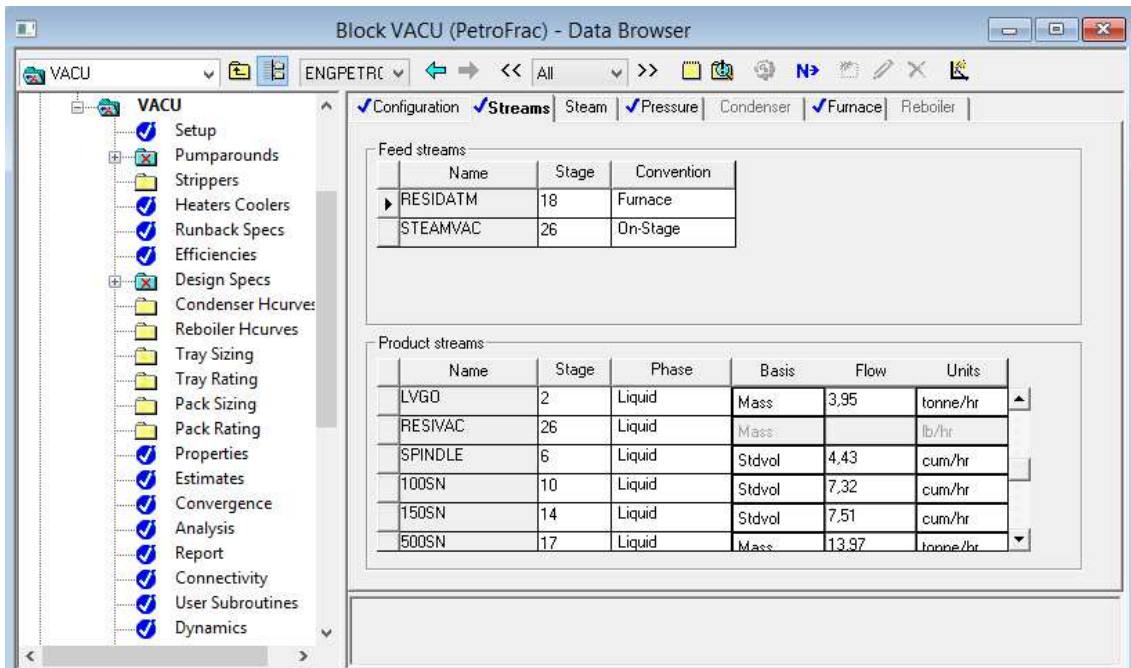


Figura 3.24 – Inserção dos caudais das correntes no simulador.

A configuração da destilação a vácuo foi efetuada de igual modo da destilação atmosférica, podendo ser essa configuração consultada no capítulo 3.2.3.1, com exceção da fornalha, a qual se encontra representada na figura 3.25.

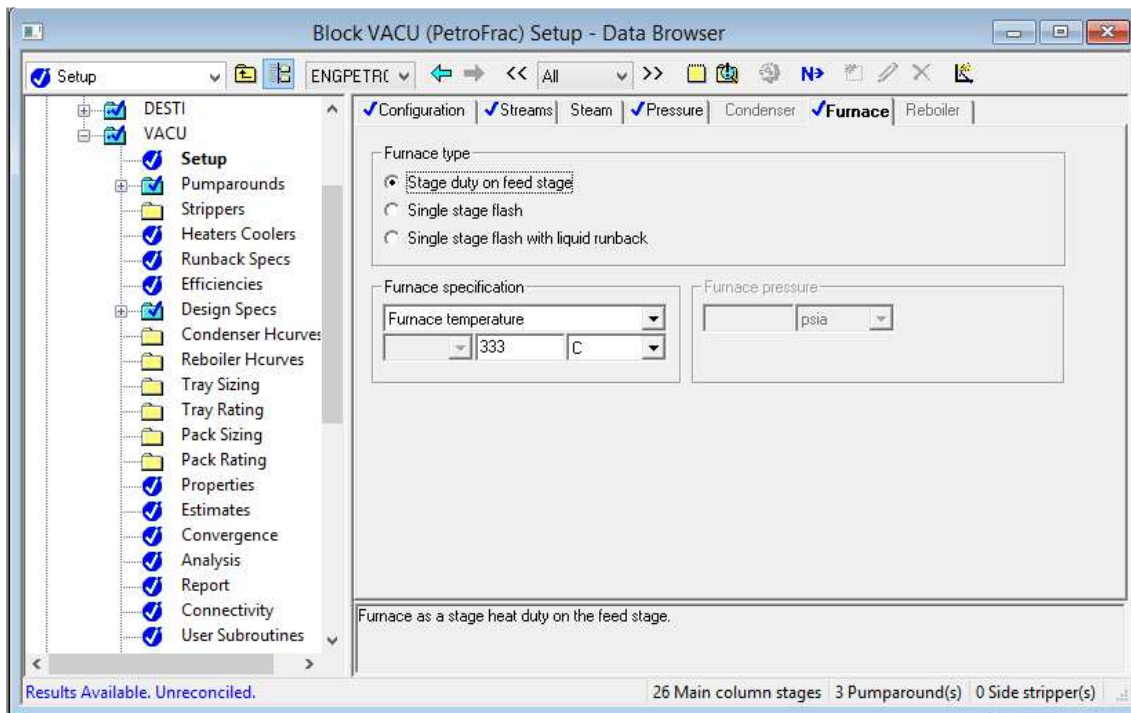


Figura 3.25 – Configuração da fornalha.



### 3.3.3.2 Configuração dos pumparounds

O efeito dos *pumparounds* tanto nas colunas de vácuo como nas colunas de destilação atmosférica são o mesmo. Neste caso, um dos *pumparounds* (*pumparound* 3) apenas tem como função não dar coloração a um dos produtos parafínicos, uma vez que o calor entra e sai no mesmo andar.

Para os especificar no Aspen Plus foram necessários os dados mencionados na tabela 3.9, fornecidos pela Petrogal.

**Tabela 3.9 – Especificação dos pumparounds.**

<i>Pumparounds</i>	Andares	Especificações
<b><i>Pumparound</i> 1 (P-1)</b>	Andar de retirada do líquido: 2	Caudal retirado: 30,27 m <sup>3</sup> /h
	Andar de retorno à coluna: 1	Diferença de temperaturas: -37,96°C
<b><i>Pumparound</i> 2 (P-2)</b>	Andar de retirada do líquido: 4	Caudal retirado: 125,28 m <sup>3</sup> /h
	Andar de retorno à coluna: 3	Temperatura da corrente devolvida à coluna: 155,19°C Diferença de temperaturas: -36,53°C
<b><i>Pumparound</i> 3 (P-3)</b>	Andar de retirada do líquido: 20	Caudal retirado: 12 m <sup>3</sup> /h
	Andar de retorno à coluna: 20	Diferença de temperaturas: 0°C

O modo de inserção dos dados no Aspen Plus para estes *pumparounds* foi o mesmo que o da coluna de destilação atmosférica, podendo ser consultados as figuras de inserção dos dados no simulador no anexo E.

### 3.3.3.3 Introdução das especificações do *design* da coluna

Foram necessárias mais especificações do que na coluna atmosférica para o design desta coluna, sendo estas baseadas em condições de operação. As especificações inseridas foram as seguintes:

- O caudal líquido da corrente de produto lateral para o *spindle* no andar 6 não poderia passar 700bbl/dia em caudal volúmico;
- O caudal líquido da corrente de produto lateral para o 100SN e 150SN no andar 10 e 14, respetivamente, não poderia passar 1200bbl/dia em caudal volúmico;

- O caudal líquido da corrente de produto lateral para 500SN no andar 17, não poderia passar 30800 lb/h em caudal mássico;
- A temperatura dos andares 1 e 4 seria aproximadamente 105F e 320F respetivamente, podendo ser manipulado através da diferença de temperaturas do *Pumparound* 1 e 3, respetivamente;
- O produto da corrente líquida de LVGO segue a norma ASTM D86, com uma temperatura de 660,2F para 95% líquido;
- Por fim, o produto da corrente líquida de 500SN é seguido pela norma ASTM D1160, com uma temperatura de 1320,8F para 95% líquido.

No seguimento destas especificações foi efetuada a simulação na plataforma, podendo esta ser consultada, passo a passo, no anexo F.



## 4. Resultados e discussão

Nos subcapítulos seguintes irão ser analisados os resultados das simulações efetuadas.

### 4.1 Resultados da Destilação Atmosférica

Depois de efetuada a simulação obtiveram-se as curvas de destilação para o Mixcrude.

Na tabela 4.1 encontram-se representados os pontos das curvas de destilação para o Mixcrude e respetiva comparação com os valores fornecidos pela Petrogal.

**Tabela 4.1 – Pontos representativos das curvas de destilação para o Aspen Plus e comparação com valores da Petrogal.**

Produtos	%Vol	Previsão Aspen Plus (°C)	Valores Petrogal	
			Previsão Petro-Sim (°C)	Laboratório (°C)
<b>Topo</b>	95	176,92	141	153
<b>Petróleo</b>	5	185,29	153	164
	95	222,79	230	225
<b>Gasóleo</b>	5	209,54	237	234
	95	353,23	344	361

Observando a tabela 4.1 verifica-se que existe uma diferença de cerca de 30°C na previsão Aspen Plus comparativamente com os valores da Petrogal. Esta diferença pode ser explicada pela diferença na composição do crude e das especificações dadas na coluna pelos simuladores, visto desconhecer as variáveis impostas pelo simulador Petro-Sim para caracterização da coluna. No entanto, comparativamente com os valores obtidos pelo laboratório da Petrogal pode-se verificar que para o volume de líquido de 95% os valores encontram-se muito próximos.

Na tabela 4.2 encontram-se representados os valores da viscosidade cinemática para a temperatura de 40°C e 100°C para o líquido.

**Tabela 4.2 – Valores da viscosidade cinemática para diferentes temperaturas para a destilação atmosférica.**

Produtos	Viscosidade cinemática (cm <sup>2</sup> /s)	
	T = 40°C	T = 100°C
<b>Petróleo</b>	0,014	0,007
<b>Gasóleo</b>	0,027	0,012

Quanto à viscosidade cinemática verifica-se que esta diminui com o aumento da temperatura, para cada produto.

Na simulação foi ainda possível avaliar a viscosidade e a densidade dos produtos na corrente de saída. Os resultados podem ser consultados na tabela 4.3.

**Tabela 4.3 – Viscosidade e densidade dos produtos na corrente de saída.**

Produtos	Viscosidade	Densidade
	(cSt)	(g/cm <sup>3</sup> )
<b>Petróleo (140,5°C)</b>	0,4	0,7
<b>Gasóleo (176,4°C)</b>	0,4	0,7

Verifica-se que a viscosidade apresenta o mesmo valor para o Petróleo e para o Gasóleo, o que acontece também com a densidade.

Não é possível uma comparação dos dados das tabelas 4.2 e 4.3 com valores fornecidos pela Petrogal, uma vez que estes não foram fornecidos pela empresa por esta não os considerar necessários para a destilação atmosférica.

Por sua vez, a empresa forneceu dados referentes à acidez, visto trata-se de um parâmetro importante pois indica a existência de corrosão na coluna. No entanto, não foi possível obter resultados para esse parâmetro, uma vez que o simulador Aspen Plus necessita de quatro pontos referentes à percentagem de destilado de meio, os quais não foram fornecidos.

## 4.2 Resultados da Destilação a Vácuo

Na tabela 4.4 encontram-se representados os valores dos pontos das curvas de destilação através do simulador Aspen Plus para o Mixcrude e comparação com os valores fornecidos pela Petrogal.

**Tabela 4.4 – Pontos representativos das curvas de destilação para o Aspen Plus e comparação com valores da Petrogal.**

Produtos	%Vol	Simulação no Aspen Plus	Simulação no Petro-Sim	Laboratório
		(°C)	(°C)	(°C)
<b>LVGO</b>	5	232,4	280	269,8
	95	313,98	349	328
<b>SPINDLE</b>	5	293,17	357	353,3
	95	359,3	391	366
<b>100SN</b>	5	339,86	368	—
	95	402,45	407	—
<b>150SN</b>	5	374,68	339	—
	95	460,71	441	—
<b>500SN</b>	5	407,69	439	—
	95	518,16	556	—

Analisando a tabela 4.4 verifica-se que a maior variação nos resultados apresenta-se no produto LVGO e 500SN, tanto para o volume de líquido de 5% como 95%, apresentando variações de 80°C e 100°C, respetivamente. Já os restantes produtos apresentam uma variação de aproximadamente 30°C.

Relativamente aos produtos de laboratório verifica-se que estes se apresentam próximos dos valores obtidos pelo simulador Aspen Plus.

Essas diferenças poderão ser explicadas devido à diferente composição do Mixcrude usado na simulação pelo Aspen Plus e a composição usada no Petro-Sim.

A tabela 4.5 apresenta os valores de viscosidade cinemática para as temperaturas de 40°C e 100°C para cada um dos produtos da destilação a vácuo.

**Tabela 4.5 - Valores da viscosidade cinemática a diferentes temperaturas para a destilação a vácuo.**

Produtos	Viscosidade cinemática (cm <sup>2</sup> /s)	
	T = 40°C	T = 100°C
<b>LVGO</b>	0,03	0,013
<b>SPINDLE</b>	0,06	0,019
<b>100SN</b>	0,128	0,029
<b>150SN</b>	0,281	0,044
<b>500SN</b>	0,966	0,082
<b>Resíduo de vácuo</b>	51,69	3,167

A tabela 4.6 apresenta os valores de viscosidade e densidade para as correntes à saída da coluna, a temperaturas diferentes.

**Tabela 4.6 – Valores de viscosidade e densidade dos produtos à saída das correntes, com temperaturas diferentes.**

Produtos	Viscosidade dinâmica	Densidade
	(cSt)	(g/cm <sup>3</sup> )
<b>LVGO (66,5°C)</b>	1,6	0,8
<b>SPINDLE (198,3°C)</b>	0,5	0,7
<b>100SN (236,2°C)</b>	0,5	0,7
<b>150SN (265,9°C)</b>	0,5	0,7
<b>500SN (296,1°C)</b>	0,5	0,7
<b>Resíduo de vácuo (313,9°C)</b>	0,8	5,8

Pela análise da tabela verifica-se que a viscosidade se mantém igual nos diferentes produtos, com exceção do produto LVGO e Resíduo de vácuo. O mesmo acontece na densidade.

Os valores obtidos não poderão ser comparados com os valores fornecidos pela empresa, visto a viscosidade e a densidade serem afetadas pela temperatura e, estas apresentarem temperaturas diferentes nos ensaios efetuados no simulador Aspen Plus comparativamente com os resultados previstos pelo Petro-Sim.

Na tabela 4.7 encontram-se representados os valores obtidos pela empresa para as propriedades densidade e viscosidade dinâmica.

**Tabela 4.7 – Valores da densidade e viscosidade dinâmica fornecidos pela Petrogal.**

Produtos	Densidade		Viscosidade dinâmica (cSt), para T=100°C	
	Previsão Petro-Sim	Laboratório	Previsão Petro-Sim	Laboratório
LVGO	0,865	0,875	1,5	—
SPINDLE	0,888	0,891	3,1	2,9
100SN	0,898	0,898	4,1	3,7
150SN	0,913	0,910	7,0	5,7
500SN	0,937	0,933	18,5	14,9
Resíduo de vácuo	1,009	—	1358,7	1319

Uma vez que a densidade não apresenta unidades, nem valor de temperatura, não será possível comparar os resultados obtidos com os fornecidos.

No que diz respeito à viscosidade também esta não poderá ser comparada, visto os valores obtidos na simulação se referirem à viscosidade cinemática e os fornecidos pela empresa dizerem respeito à viscosidade dinâmica.

Para converter de viscosidade cinemática para dinâmica pode usar-se a equação seguidamente apresentada, sendo a temperatura a mesma:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (2)$$

Neste caso não será possível utilizá-la, visto não se saber quais as temperaturas da densidade.





## 5. Conclusões

Este trabalho teve como objetivo verificar se a fábrica de óleos base apresenta capacidade para refinar outros tipos de crudes. Para tal foi necessário simular a refinação de um crude pesado para obter um produto de vácuo para, posteriormente proceder à sua extração.

Desta simulação resultam as principais conclusões para a destilação atmosférica:

- Obtiveram-se pontos das curvas de destilação muito próximos, tanto dos valores de laboratório como dos valores do Petro-Sim;
- Obteve-se ainda valores de densidade e de viscosidade dinâmica para as temperaturas de saída de cada corrente de 0,7 g/cm<sup>3</sup> e 0,4 cSt, respetivamente, para o Petróleo atmosférico e para o Gasóleo atmosférico;
- Os valores de viscosidade cinemática para uma temperatura de 40°C foram de 0,014 cm<sup>2</sup>/s para o Petróleo atmosférico e 0,027 cm<sup>2</sup>/s para o Gasóleo atmosférico;
- Em relação à viscosidade cinemática a uma temperatura de 100°C verificou-se que para o Petróleo atmosférico obteve-se 0,007 cm<sup>2</sup>/s enquanto para o Gasóleo atmosférico foi de 0,012 cm<sup>2</sup>/s.

No que respeita à destilação a vácuo concluiu-se que:

- Os valores dos pontos das curvas de destilação dos produtos apresentam-se mais próximos dos valores de laboratório do que para os valores do Petro-Sim;
- Quanto às propriedades, os únicos valores que se aproximam dos valores fornecidos pela empresa é a densidade, com exceção dos produtos Resíduo de vácuo e 500SN;

Tendo em conta que não foi possível otimizar e dimensionar a unidade de extração, objetivo principal do trabalho, conseqüentemente não se pôde concluir se a unidade de desasfaltação se encontra preparada para receber um crude não parafínico. No entanto, este objetivo irá ser ainda realizado, sendo os resultados facultados, posteriormente, à empresa.

Durante o trabalho conseguiu-se obter um modelo representativo da refinação do crude (destilação atmosférica e a vácuo) para qualquer tipo de *blend*, o qual não era proposto pela empresa.

Para a simulação correr e, da qual se obter resultados, é necessário apenas mudar a caracterização do crude e as especificações das colunas consoante o tipo de crude.

## 6. Referências Bibliográficas

- [1] Galp Energia. “Refinaria de Matosinhos”. 8 de julho de 2013. <http://www.galpenergia.com/PT/investidor/ConhecerGalpEnergia/Os-nossos-Negocios/Refinacao-distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/Refinaria-de-Matosinhos.aspx#> (acedido em abril 2014).
- [2] “Refinaria do Porto”. [http://www.abae.pt/programa/EE/escola\\_energia/2006/Actividades/visitas/refinariaPorto/refinaria\\_Porto.htm](http://www.abae.pt/programa/EE/escola_energia/2006/Actividades/visitas/refinariaPorto/refinaria_Porto.htm) (acedido em abril 2014 ).
- [3] Galp Energia. “Cogeração”. 5 de novembro de 2014. <http://www.galpenergia.com/PT/investidor/ConhecerGalpEnergia/Os-nossos-negocios/Gas-Power/Power/Cogeracao/Paginas/Cogeracao.aspx> (acedido em novembro 2014).
- [4] Galp Energia. 2010. “Data Book de segurança, saúde e ambiente”. <http://www.galpenergia.com/PT/Sustentabilidade/responsabilidade-corporativa/ambiente/Documents/data-bookmatosinhos.pdf> (versão PDF do documento descarregado em novembro 2014).
- [5] Pantoja, Patrícia Araújo, 2010. “Caracterização do petróleo por técnicas espectroscópicas e sua utilização na avaliação e desenvolvimento de métodos de inferência em processo de refino”. Tese de doutoramento em Engenharia Química. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.
- [6] Guimarães, Alexandre. “Saiba como acontece o processo de destilação atmosférica”. <http://www.universodopetroleo.com.br/2010/07/saiba-como-acontece-o-processo-da.html> (acedido em maio 2014 ).
- [7] “Destilação”. [http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com\\_content&task=view&id=223&Itemid=413~pdf](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=223&Itemid=413~pdf) (acedido em maio 2014 ).
- [8] “Petróleo”. <http://www.suapesquisa.com/geografia/petroleo/> (Acedido em maio 2014).
- [9] “Crude oil data”. <http://www.oil-transport.info/crudedata/crudeoildata/crudeoildata.html> (acedido em outubro 2014).
- [10] “Oil production”. <http://www.nnpcgroup.com/nnpcbusiness/upstreamventures/oilproduction.aspx> (acedido em setembro 2014).
- [11] Vinícius Martins. “Apostila-Refino”. <http://pt.scribd.com/doc/61156937/45/DESASFALTACAO-A-PROPANO> (acedido em maio 2014 ).
- [12] Informação cedida pelo Eng.º Carlos Reis, Petrogal

- [13] Gil, M. Gabriela. 1998. “Breve Introdução ao Aspen Plus”. <http://web.ist.utl.pt/~ist11061/ebi/Aspen/ASPEN6.pdf> (versão PDF do documento descarregado em novembro 2014)
- [14] “Aspen Plus 2004.1- Getting Started Modeling Petroleum Processes”. Aspen Technology, Inc. 2005.
- [15] Aspen Technology, Inc. 1989- 1997. “Aspen Plus - Steady State Simulation: Modeling Petroleum Processes” Élan Computer Group, Inc. 10ª edição.
- [16] “Simulação operacional de uma torre de destilação atmosférica via Aspen Plus e avaliação de modelos de analisadores virtuais”. [http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0103-17592009000300003](http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0103-17592009000300003) (acedido em outubro 2014).
- [17] ANITHA, K; SHUWANA, T; KUMAR, V. R. “Simulation of Atmospheric and Vacuum Crude Units Using Aspen Plus”. Taylor & Francis. Publicado online 9 de agosto 2011.
- [18] Abreu, Raúl, 2009. “Integração Energética das unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos”. Tese de mestrado em Optimização Energética na Indústria Química. Instituto Superior de Engenharia Porto.
- [19] Chang, Ai-Fu; Pashikanti, Kiran; Liu, Y.A. “Refinery Engineering- Integrated Process Modeling and Optimization”. Wiley-VHC Verlag & CO. 2012.
- [20] Mittal, Vibhor; Zhang, Jian; Yang, Xiongtao; Xu, Qiang. “E3 Analysis for Crude and Vacuum Distillation System”. Departamento de Engenharia Química da Universidade Lamar, Texas, Estados Unidos da América. Publicado online em 15 de julho 2011.
- [21] Fevereiro, Hélder. 2009. “Estudos de Simulação Sobre a Reformulação das Unidades 3000 e 1200 da Refinaria do Porto da Petrogal”. Tese de mestrado integrado em Engenharia Química. Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto.
- [22] “A Property Methods and Calculation”. <http://users.rowan.edu/~hesketh/0906-316/Handouts/Pages%20from%20SimBasis%20appendix%20A%20property%20packages.pdf> (versão PDF do documento descarregado em novembro 2014).









## Anexo B – Propriedades dos Crudes

### Anexo B.1. Plutónio BP

Na tabela B.1 encontram-se registadas as propriedades referentes ao crude Plutónio utilizado pela petrolífera BP.

**Tabela B.1 – Propriedades do Plutónio utilizado pela BP.**

Plutonio Crude Oil  
Distillate Cuts

SOURCE OF SAMPLE		CRUDE DATA		ASSAY SUMMARY/TBP DATA		
Reference	M10PLN1	Gravity	33,2	Yield on Crude	%wt	%vol
Crude Name	Plutonio	Light Hydrocarbon Analysis		Gas to C <sub>4</sub> (corrected)	1,00	1,54
Origin	Angola	H <sub>2</sub> S* ppm wt	-	Light Distillate to 149°C (API)	14,09	16,74
Sample Date	18/fev/10	Methane %wt	0,0	Kerosine 149 - 232°C	12,67	13,60
Comments		Ethane %wt	0,01	Gas oil 232 - 342°C	19,59	19,96
		Propane %wt	0,16	Residue above 342°C	52,65	48,16
		Isobutane %wt	0,14	Gas to C <sub>4</sub> (corrected)	1,00	1,54
		n-Butane %wt	0,69	Total to 95°C (API)		
		Total C <sub>1</sub> - C <sub>4</sub>	1,0	149°C		
		Isopentane %wt	0,62	175°C		
				232°C		
				342°C		
				369°C		
				509°C		

		n-Pentane %wt	0,84	585°C	550°C	78,37	81,33				
		* Dissolved in Liquid									
		Volume expansion of 0,17 per cent vol on crude distributed across whole distillation									
TBP cut point °C	API	Total Crude	C <sub>5</sub> -95	95-175	C <sub>5</sub> -149	149-232	232-342	342-369	369-509	509-550	550-585
Yield on crude	%wt	100,0	6,10	12,053	14,087	12,667	19,586	4,555	21,448	5,016	3,836
Yield on crude	%vol	100,00	7,62	13,58	16,74	13,60	19,96	4,47	20,40	4,63	3,49
Density at 15°C	kg/litre	0,8586	0,6855	0,7610	0,7214	0,7982	0,8413	0,8743	0,9011	0,9293	0,9423
Sulphur	%wt	0,37	0,001	0,008	0,003	0,028	0,162	0,361	0,436	0,614	0,682
Mercaptan sulphur	%wt	0,0001	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0001	-	-	-	-
Viscosity at 20°C	cSt	13,90	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30°C		10,20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
40°C		7,79	-	-	-	1,17	-	-	-	-	-
50°C		6,12	-	-	-	-	2,90	7,51	-	-	-
60°C		4,92	-	-	-	0,92	-	-	20,40	113,00	261,00
100°C		2,45	-	-	-	-	1,36	2,61	6,54	21,50	38,20
Cloud point	°C	-	-	-	-	-	-13	14	-	-	-
Pour point	°C	9	-	-	-	-	-13	14	36	-	-
Wax %wt		9	-	-	-	0,0	5,9	19,9	18,8	18,6	19,2
Total nitrogen	ppm wt	2020	0,01	0,88	0,13	6,11	76	449	1300	3060	4050
Basic nitrogen	ppm wt	664	-	-	-	-	34	130	440	893	1170
Acidity	mgKOH/g	0,121	0,067	0,0697	0,0685	0,0751	0,113	0,139	0,105	0,136	0,125
Carbon residue	%wt	3,45	-	-	-	-	-	-	0,0413	1,01	2,62
Asphaltenes	%wt	0,373	-	-	-	-	-	-	0,004	0,0933	0,252

Vanadium	ppm wt	6,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nickel	ppm wt	22,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Iron	ppm wt	3,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Aromatics	%vol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Smoke point	mm	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Freezing point	°C	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Aniline point	C	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cetane Index ASTM D4737-90		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Refractive index at 70°C		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Research Octane Number		-	69,7	44,0	61,3	1,4204	1,4476	1,4648	1,4809	1,50	100,0	91,5	81,9	63,3	1,4648	1,50	102,3	
Paraffins	%wt	-	69,4	45,3	55,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Naphthenes	%wt	-	29,4	44,2	39,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Aromatics	%wt	-	1,2	10,5	5,3	-	23,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
n-Paraffins	%wt	-	27,8	19,8	23,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Naphthalenes	%vol	-	-	-	-	0,8	6,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

## Anexo B.2. Plutónio Galp

Na tabela B.2 encontram-se registadas as propriedades referentes ao crude Plutónio utilizado pela Galp.

**Tabela B.2 – Propriedades do Plutónio utilizado pela Galp.**

Stream Name	2
Mass Flow [tonne/hr]	---
Mass Flow (Dry) [tonne/hr]	---
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	---
Std Ideal Liq Vol Flow (Dry) [m3/h]	---
Molar Flow (Dry) [kNm3/h]	---
Molecular Weight (Dry)	216,268
Volume Average Boiling Point [C]	340,9701
API Gravity (Dry)	34,81356
Specific Gravity (Dry)	0,850803
Watson K	---
Sulfur Content [wt %]	0,375662
Nitrogen Content [wt %]	0,228192
Basic Nitrogen Content [wt %]	7,63E-02
TVP [bar]	1,230222
Reid Vapour Pressure [bar]	0,865442
Flash Point ASTM/PMCC [C]	-50,2845
Flash Point TBP/PMCC [C]	-45,6725
Pour Point [C]	40,29388
Paraffins by Vol [vol %]	29,54395
Olefins by Vol [vol %]	0
Naphthenes by Vol [vol %]	46,95078

Aromatics by Vol [vol %]	23,50527
Nickel Content [ppmwt]	18,56465
Vanadium Content [ppmwt]	4,807818
Iron Content [ppmwt]	3,497485
Sodium Content [ppmwt]	---
Copper Content [ppmwt]	---
Conradson Carbon Content [wt %]	3,736638
Asphaltenes Content [wt %]	0,633055
Aromatic Blending Number	25,2195
Viscosity (Kinematic)_50 [cSt]	4,103755
Viscosity (Kinematic)_100 [cSt]	1,45808
C To H Ratio [wt %]	6,639099
Mercaptan Sulfur Content [wt %]	9,94E-05
Distillation TBP Vol_01 [C]	-39,2394
Distillation TBP Vol_05 [C]	36,07525
Distillation TBP Vol_10 [C]	88,51382
Distillation TBP Vol_30 [C]	208,4428
Distillation TBP Vol_50 [C]	327,6432
Distillation TBP Vol_70 [C]	450,3754
Distillation TBP Vol_90 [C]	629,8754
Distillation TBP Vol_95 [C]	709,4283
Distillation TBP Vol_99 [C]	807,1545

### Anexo B.3. Antan

Na tabela B.3 encontram-se registadas as propriedades referentes ao crude Antan utilizado pela Galp.

**Tabela B.3 – Propriedades do Antan utilizado pela Gal.**

Mass Flow [tonne/hr]	---
Mass Flow (Dry) [tonne/hr]	---
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	---
Std Ideal Liq Vol Flow (Dry) [m3/h]	---
Molar Flow (Dry) [kNm3/h]	---
Molecular Weight (Dry)	218,4953
Volume Average Boiling Point [C]	331,5575
API Gravity (Dry)	33,73411
Specific Gravity (Dry)	0,856361
Watson K	---
Sulfur Content [wt %]	0,251395
Nitrogen Content [wt %]	0,165153
Basic Nitrogen Content [wt %]	7,27E-02
TVP [bar]	0,995725
Reid Vapour Pressure [bar]	0,737945
Flash Point ASTM/PMCC [C]	-41,6604
Flash Point TBP/PMCC [C]	-44,4393
Pour Point [C]	37,40646
Paraffins by Vol [vol %]	15,02239
Olefins by Vol [vol %]	0
Naphthenes by Vol [vol %]	61,48003

Aromatics by Vol [vol %]	23,49758
Nickel Content [ppmwt]	13,76478
Vanadium Content [ppmwt]	2,818829
Iron Content [ppmwt]	13,92114
Sodium Content [ppmwt]	---
Copper Content [ppmwt]	---
Conradson Carbon Content [wt %]	2,427071
Asphaltenes Content [wt %]	9,38E-02
Aromatic Blending Number	29,41702
Viscosity (Kinematic)_50 [cSt]	3,659373
Viscosity (Kinematic)_100 [cSt]	1,265244
C To H Ratio [wt %]	6,714795
Mercaptan Sulfur Content [wt %]	1,32E-04
Distillation TBP Vol_01 [C]	-35,72
Distillation TBP Vol_05 [C]	70,6942
Distillation TBP Vol_10 [C]	110,073
Distillation TBP Vol_30 [C]	229,6113
Distillation TBP Vol_50 [C]	317,0292
Distillation TBP Vol_70 [C]	425,0093
Distillation TBP Vol_90 [C]	576,0645
Distillation TBP Vol_95 [C]	654,0437
Distillation TBP Vol_99 [C]	775,6221





## Anexo C – Caracterização das correntes de entrada

### Anexo C.1. Corrente STEAM1

Na figura C.1 encontra-se representada a caracterização da corrente STEAM1 no simulador Aspen Plus.

The screenshot displays the 'Stream STEAM1 (MATERIAL) - Data Browser' window. The left sidebar shows a tree view of the process, with 'STEAM1' selected under 'Streams'. The main area is divided into several tabs: 'Specifications', 'Flash Options', 'PSD', 'Component Attr.', 'EO Options', and 'Costing'. The 'Specifications' tab is active, showing the following data:

- Substream name: **MIXED**
- Ref Temperature: (empty)
- State variables:
  - Temperature: 352.58 C
  - Pressure: 4.5 kg/sqcm
- Total flow: Volume, cum/hr (empty)
- Solvent: (empty)

The 'Composition' section shows a table with the following data:

Component	Value
H2O	0.8
C1	
C2	
C3	
IC4	
NC4	
IC5	
NC5	
MIXCRUDE	

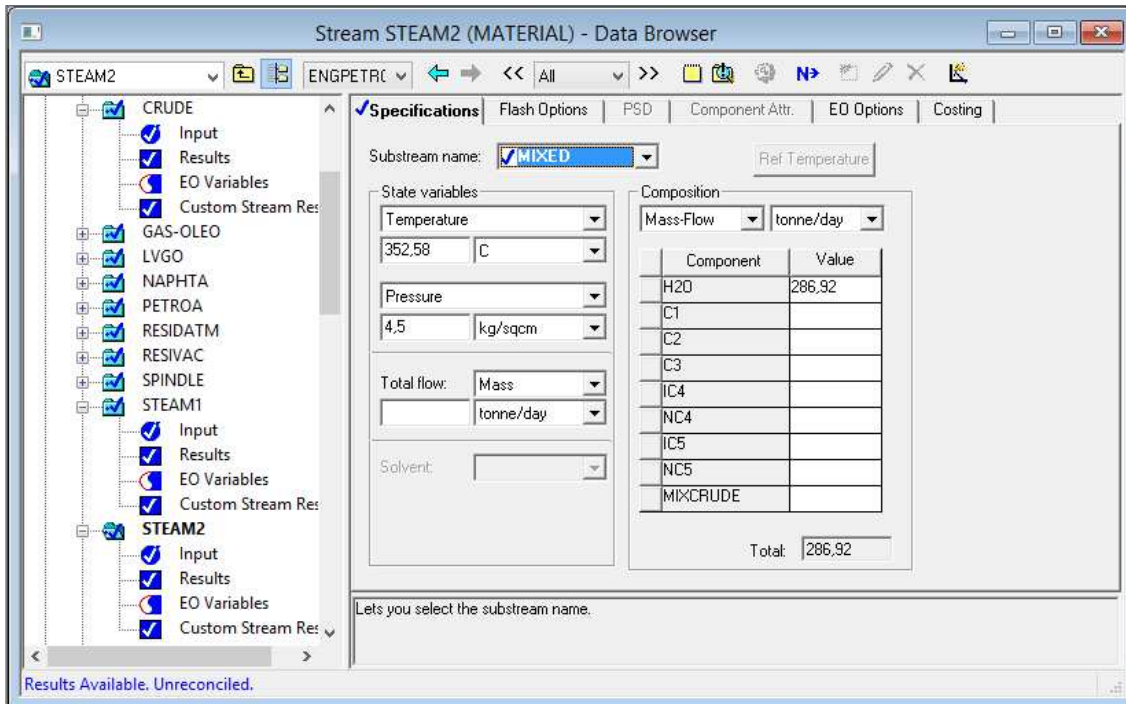
Total: 0.8

At the bottom of the window, there is a note: 'Lets you select the substream name.' and a status bar at the very bottom reads 'Results Available. Unreconciled.'

**Figura C.1 – Caracterização da corrente STEAM1.**

## Anexo C.2. Corrente STEAM2

Na figura C.2 encontra-se representada a caracterização da corrente STEAM2 no simulador Aspen Plus.



Stream STEAM2 (MATERIAL) - Data Browser

Substream name:  MIXED

State variables:

- Temperature: 352.58 C
- Pressure: 4.5 kg/sqcm
- Total flow: Mass, tonne/day
- Solvent:

Composition:

Component	Value
H2O	286.92
C1	
C2	
C3	
IC4	
IC5	
NC4	
NC5	
MIXCRUDE	
<b>Total:</b>	<b>286.92</b>

Results Available. Unreconciled.

**Figura C.2 – Caracterização da corrente STEAM2.**

### Anexo C.3. Corrente STEAM3

Na figura C.3 encontra-se representada a caracterização da corrente STEAM3 no simulador Aspen Plus.

Stream STEAM3 (MATERIAL) - Data Browser

Substream name: **MIXED** Ref Temperature

State variables:

Temperature: 352.58 C

Pressure: 4.5 kg/sqcm

Total flow: Mass (tonne/day)

Solvent:

Composition:

Component	Value
H2O	513,66
C1	
C2	
C3	
IC4	
NC4	
IC5	
NC5	
MIXCRUDE	
<b>Total:</b>	<b>513,66</b>

Lets you select the substream name.

Results Available. Unreconciled.

**Figura C.3 – Caracterização da corrente STEAM3.**

### Anexo C.4. Corrente STEAMVAC

Na figura C.4 encontra-se representada a caracterização da corrente STEAMVAC no simulador Aspen Plus.

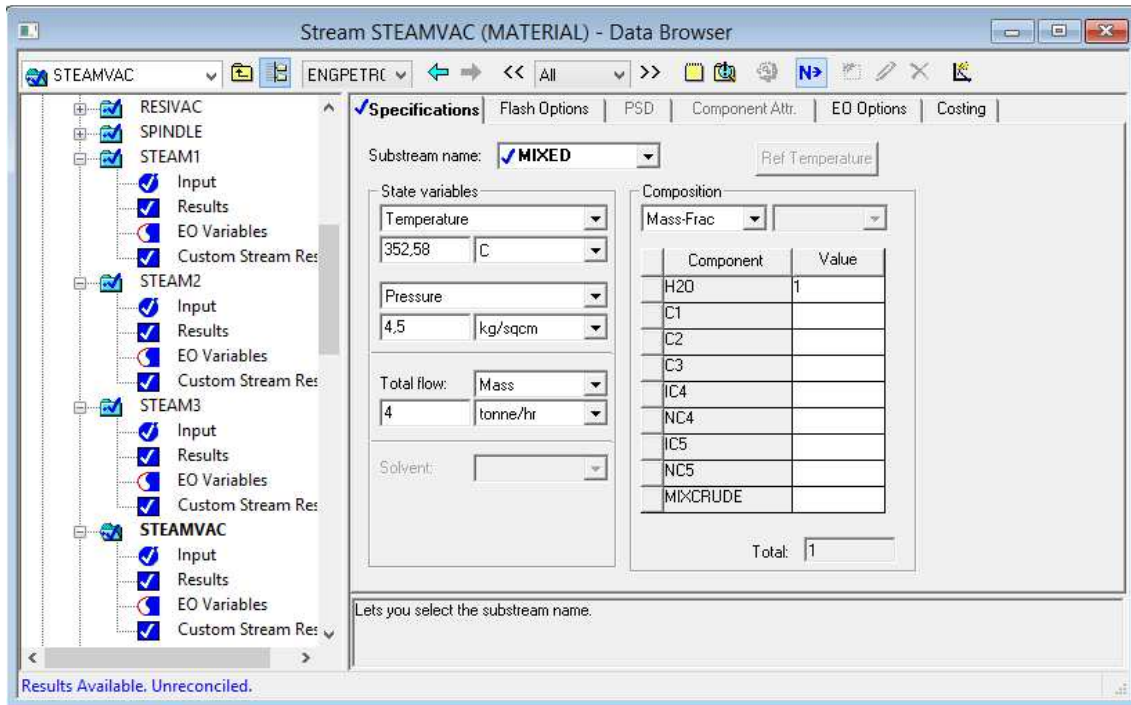


Figura C.4 – Caracterização da corrente STEAMVAC.

## Anexo D – Especificações da Coluna Atmosférica

### Anexo D.1. Stripper S-2

Na figura D.1 encontra-se representada a caracterização do *Stripper* S-2 efetuada no simulador Aspen Plus.

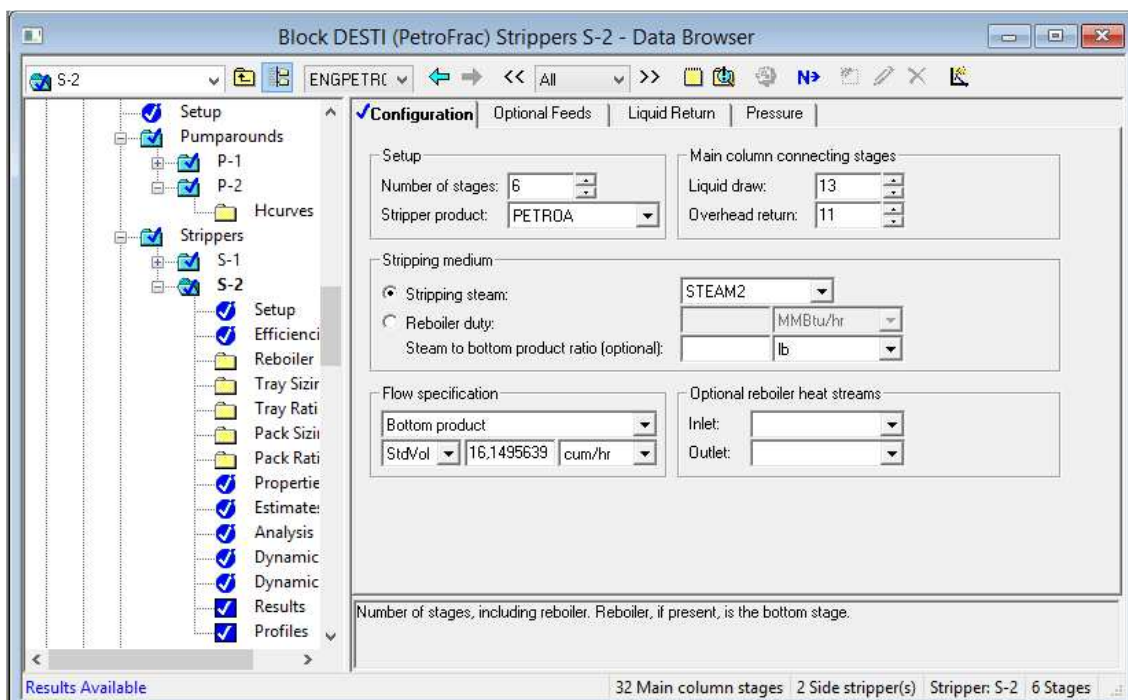
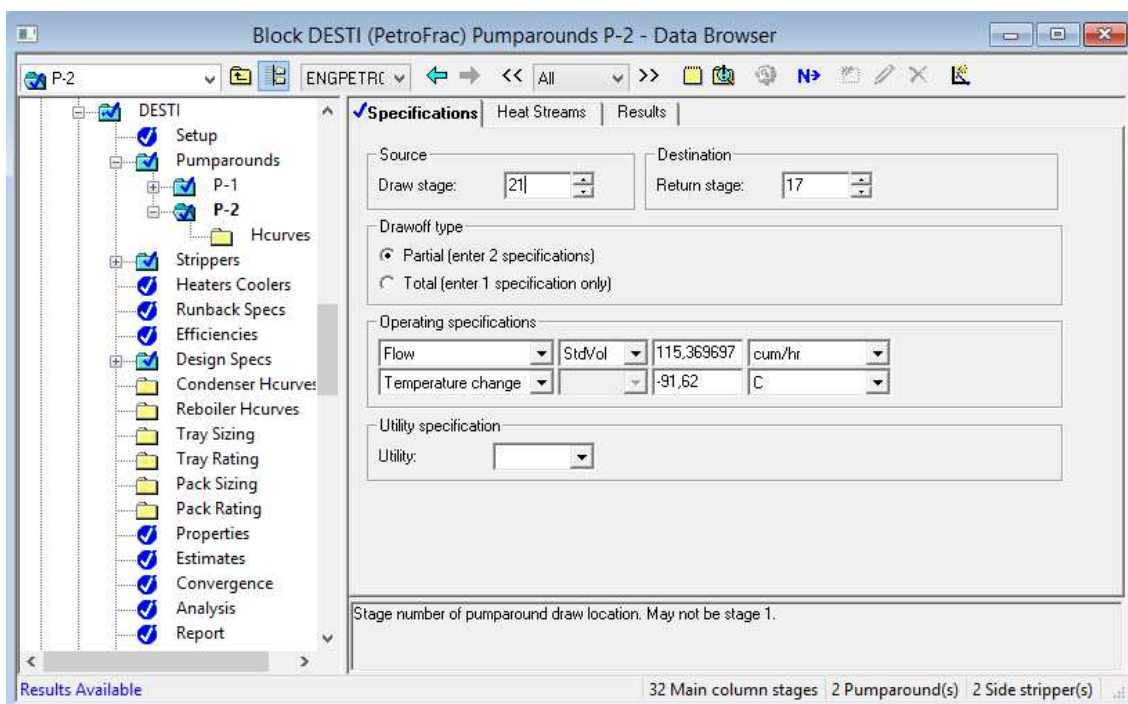


Figura D.1 – Caracterização do Stripper S-2 na coluna atmosférica.

## Anexo D.2. Pumparound P-2

Na figura D.2 encontra-se representada a caracterização do *Pumparound P-2* efetuada no simulador Aspen Plus.

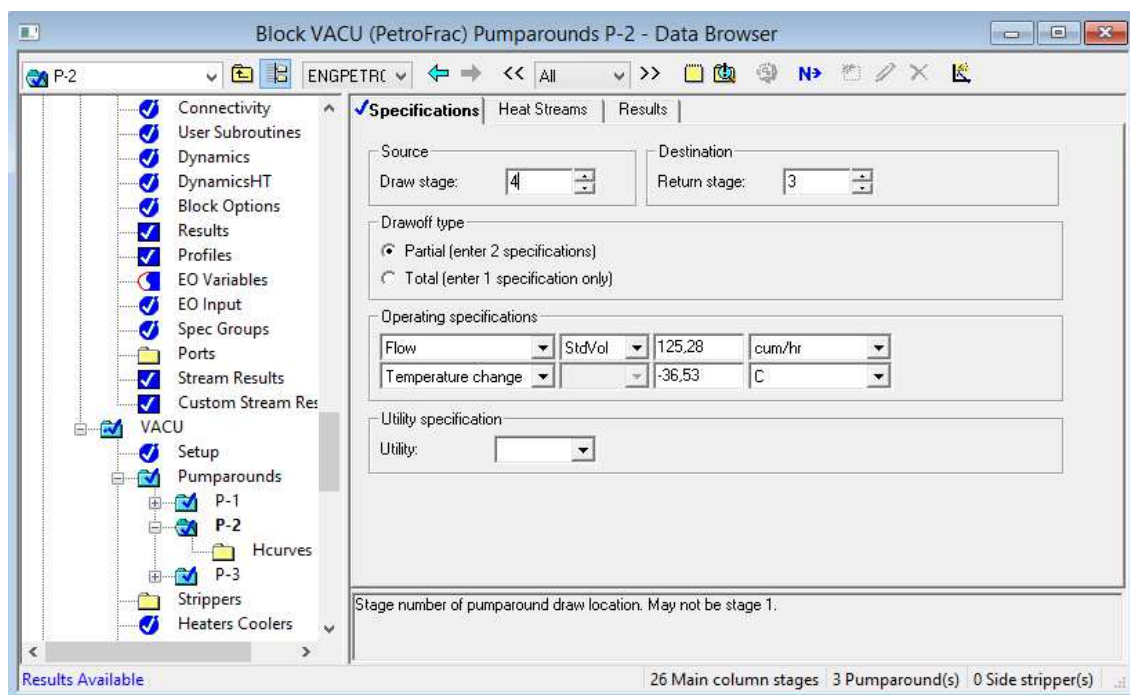


**Figura D.2 – Caracterização do Pumparound P-2 na coluna atmosférica.**

## Anexo E – Especificações da Coluna de Vácuo

### Anexo E.1. Pumparound P-2

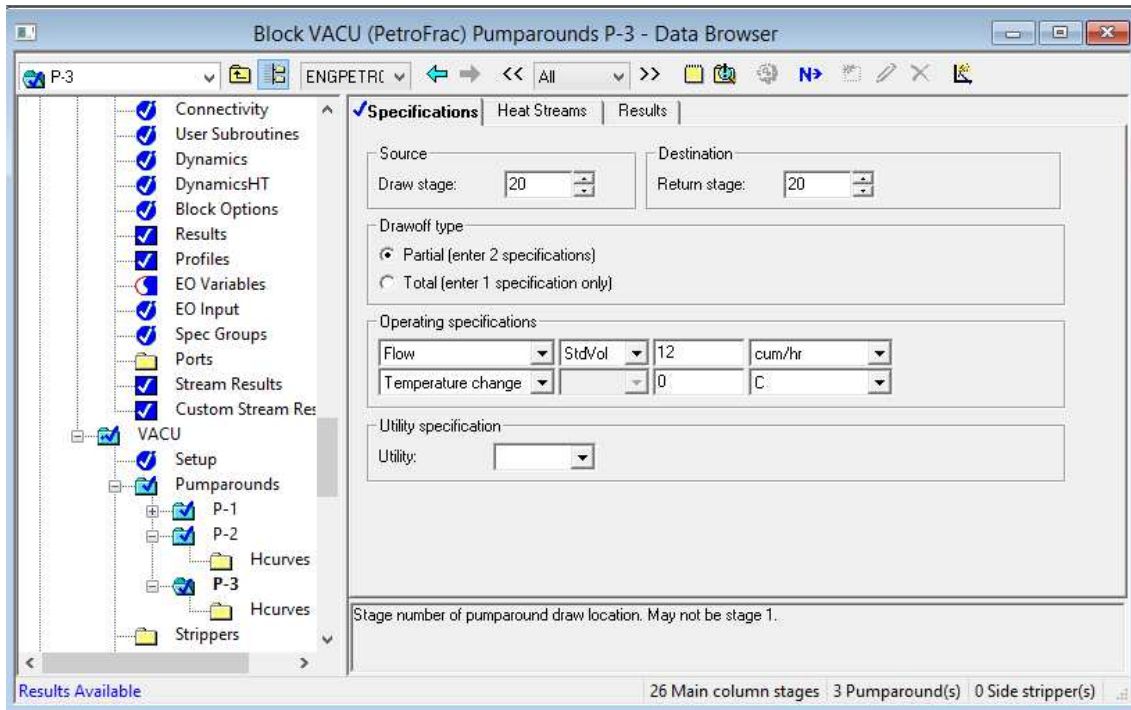
Na figura E.1 encontra-se representada a caracterização do *Pumparound P-2* efetuada no simulador Aspen Plus.



**Figura E.1 – Caracterização do Pumparound P-2 na coluna a vácuo.**

## Anexo E.2. Pumparound P-3

Na figura E.2 encontra-se representada a caracterização do Pumparound P-3 efetuada no simulador Aspen Plus.



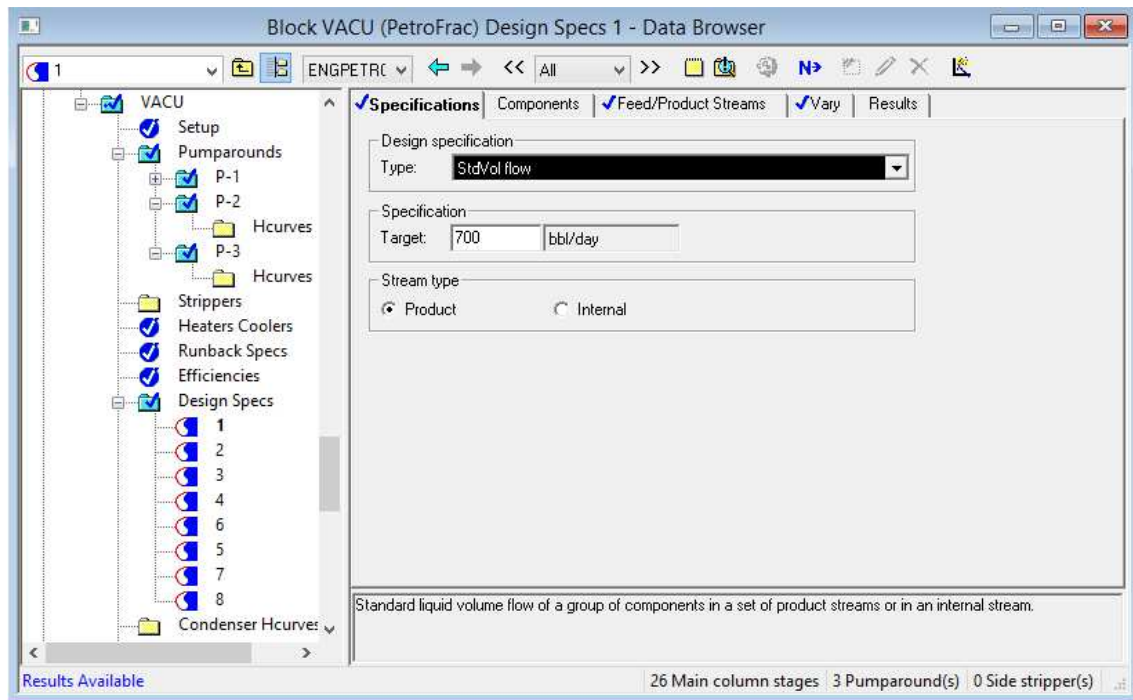
**Figura E.2 – Caracterização do Pumparound P-3 na coluna a vácuo.**



## Anexo F – Design Specs da Coluna de Vácuo

### Anexo F.1. Design Spec 1

Nas figuras F.1 a F.3 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



**Figura F.1 – Design Spec para a corrente de SPINDLE.**

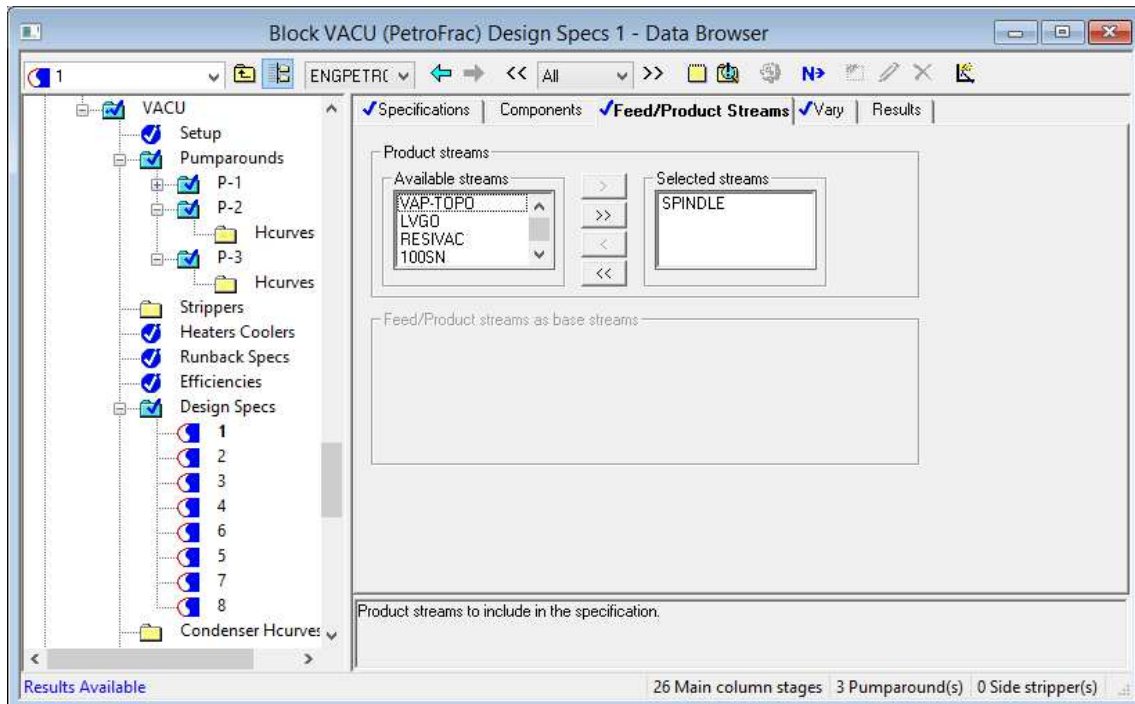


Figura F.2 – Especificação da corrente SPINDLE afetada.

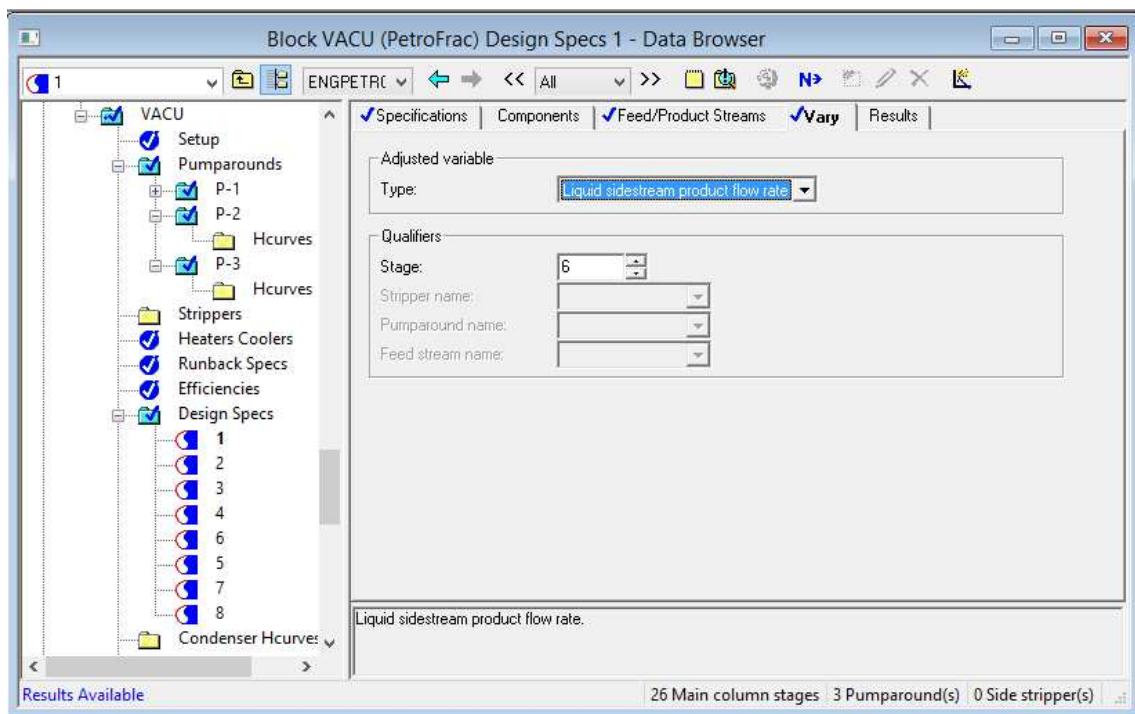
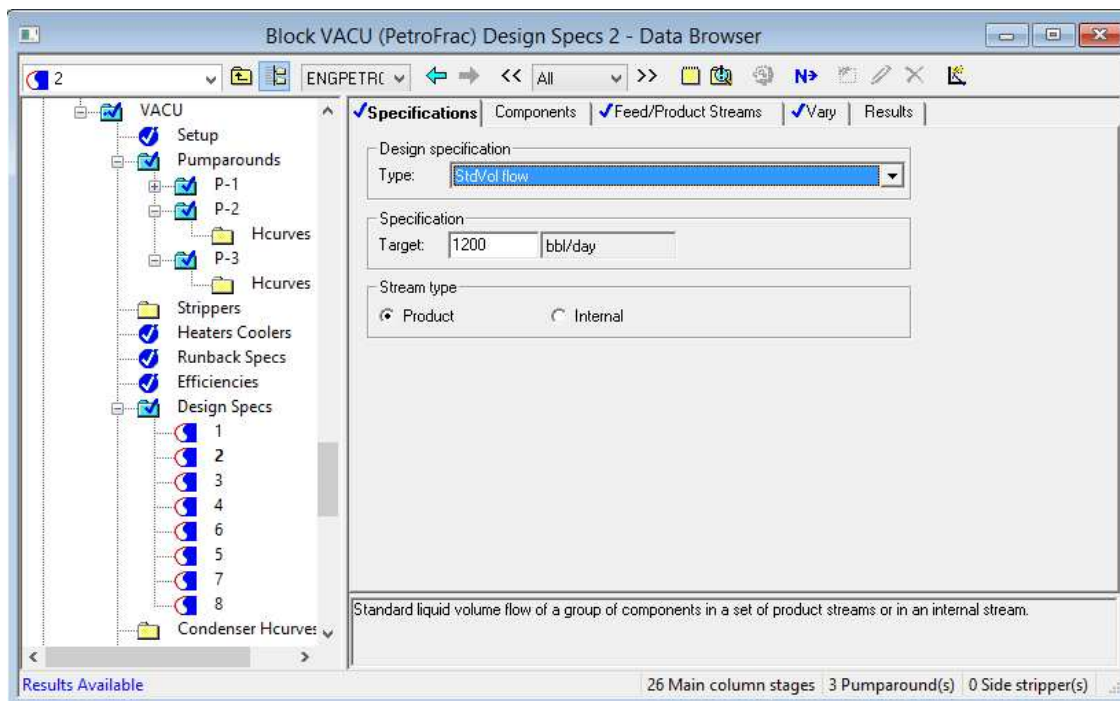


Figura F.3 – Manipulação da variável do andar número de saída 6.

## Anexo F.2. Design Spec 2

Nas figuras F.4 a F.6 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



**Figura F.4 - Design Spec para a corrente de 100SN.**

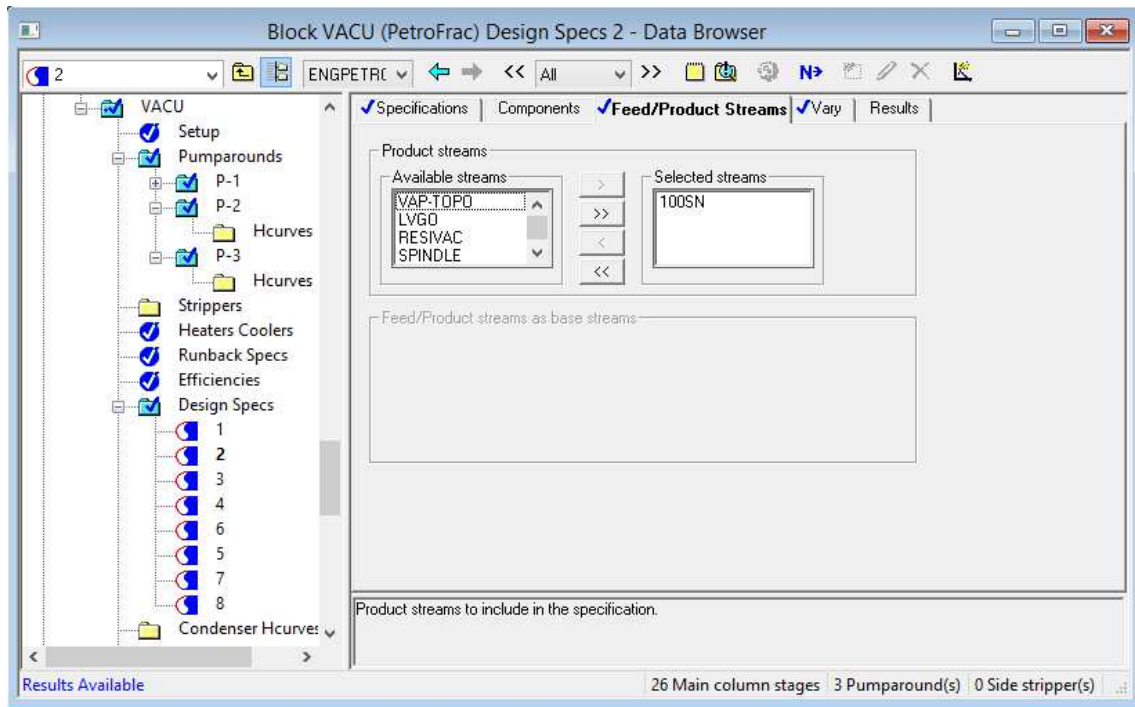


Figura F.5 - Especificação da corrente 100SN afetada.

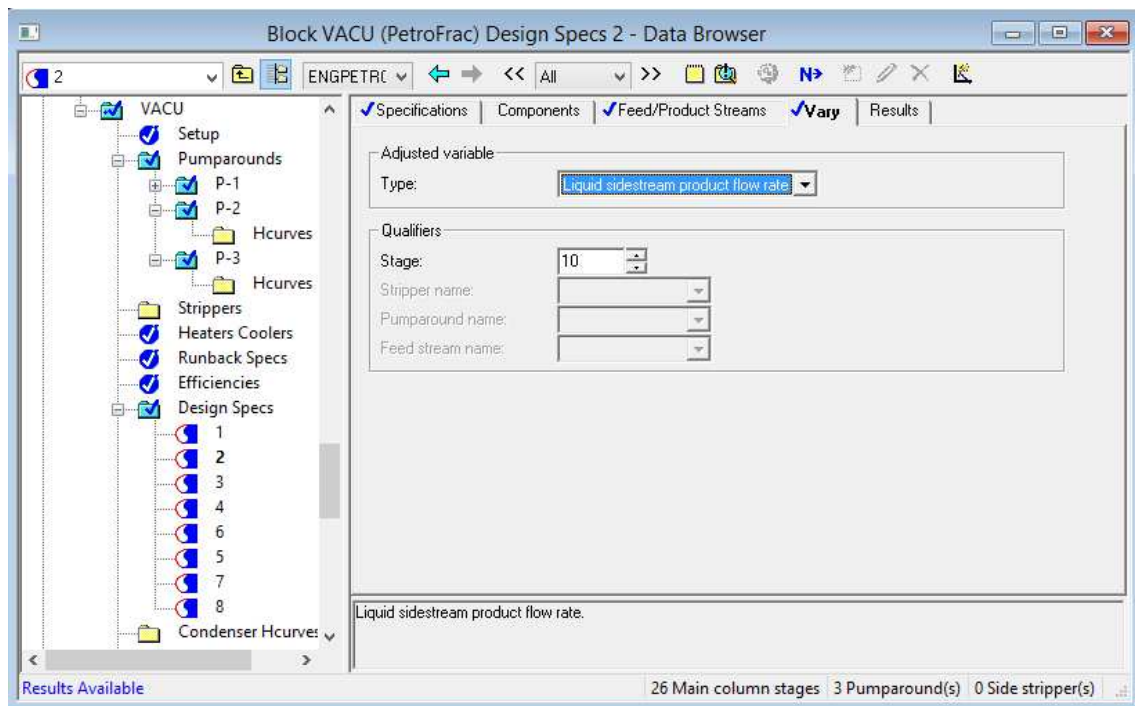
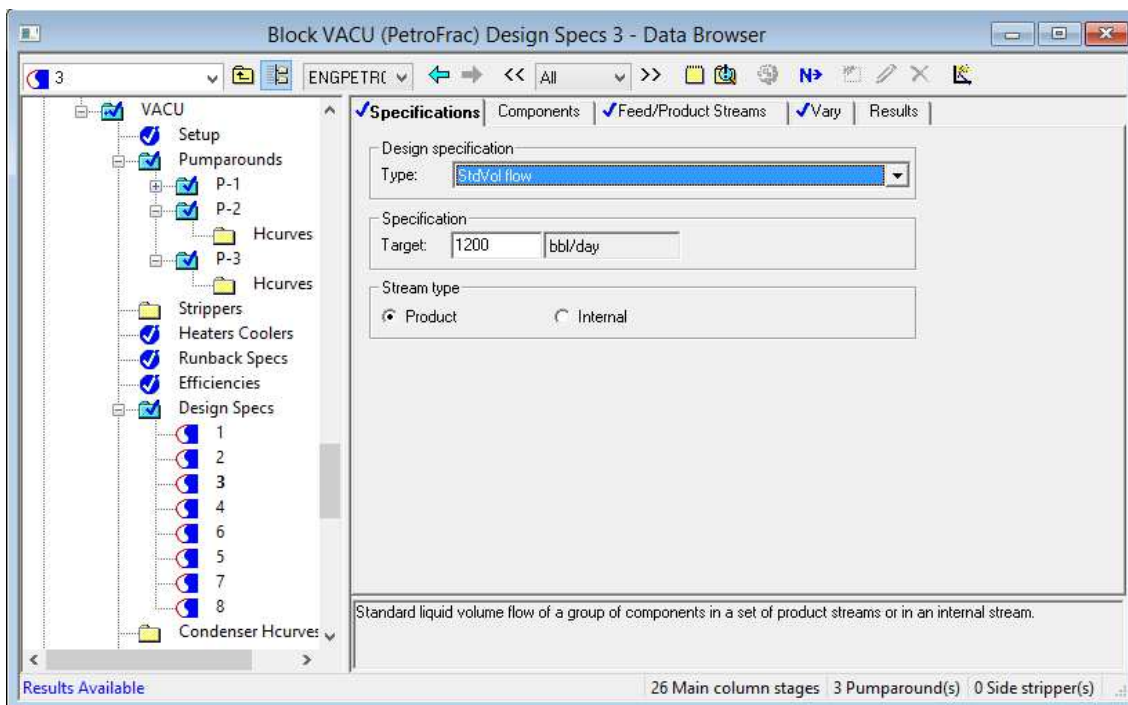


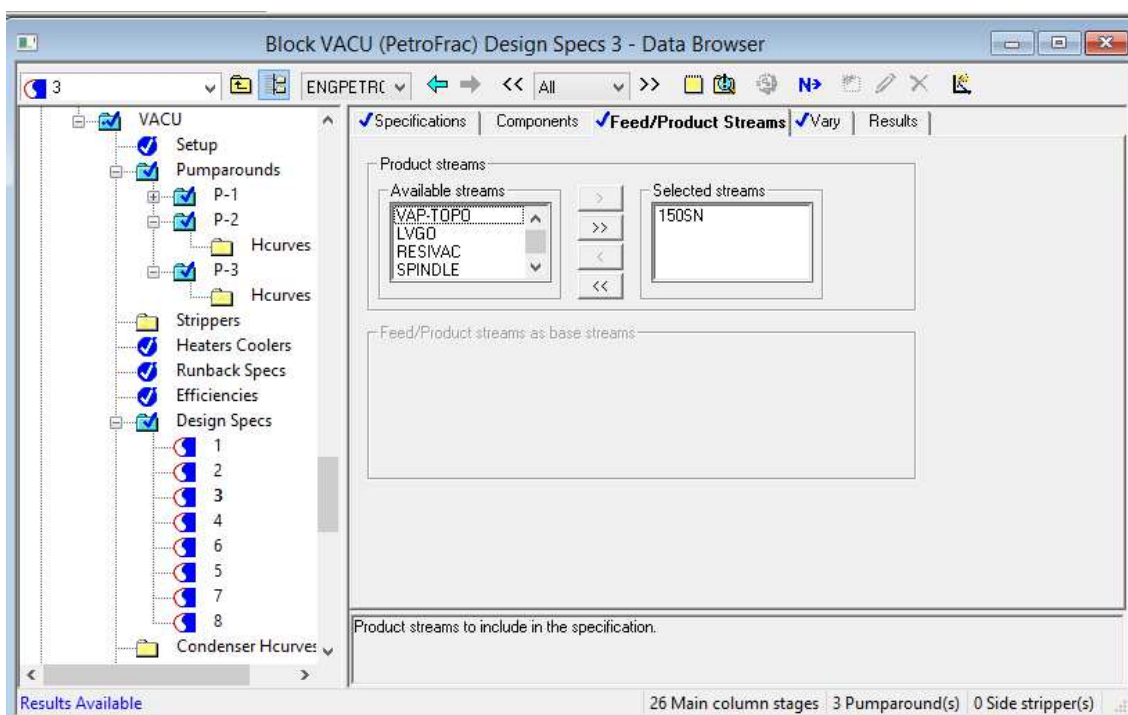
Figura F.6 - Manipulação da variável do andar número de saída 10.

### Anexo F.3. Design Spec 3

Nas figuras F.7 a F.9 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



**Figura F.7 - Design Spec para a corrente de 150SN.**



**Figura F.8 - Especificação da corrente 150SN afetada.**

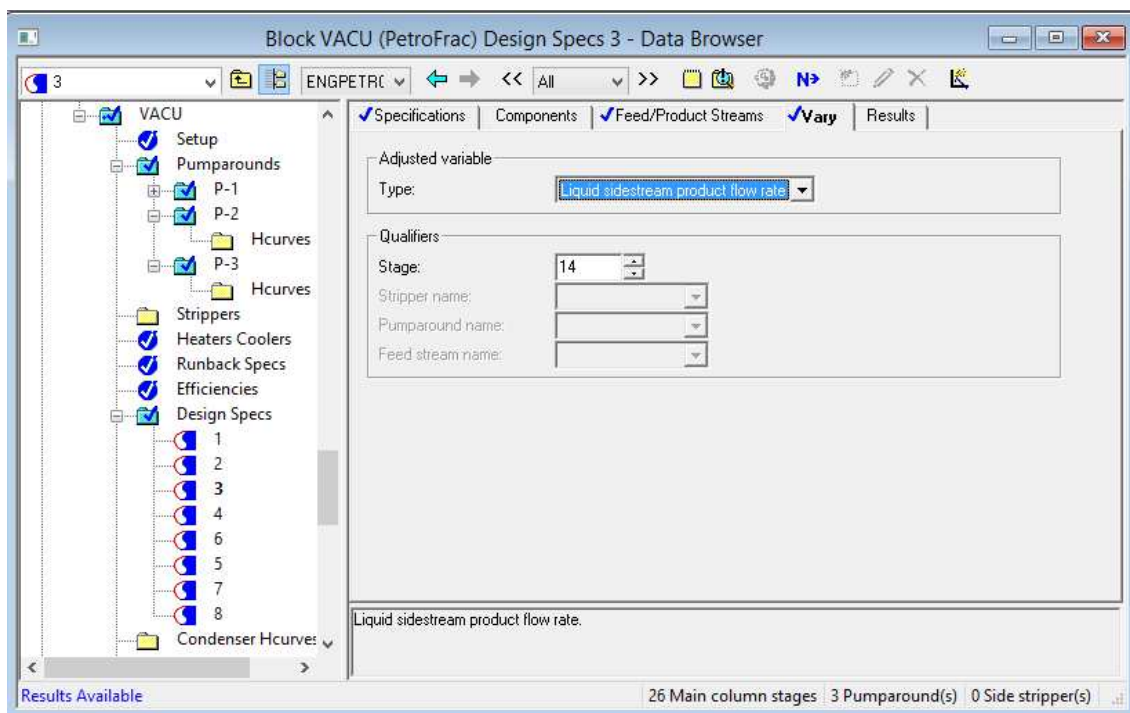


Figura F.9 – Manipulação da variável do andar número de saída 14.

#### Anexo F.4. Design Spec 4

Nas figuras F.10 a F.12 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.

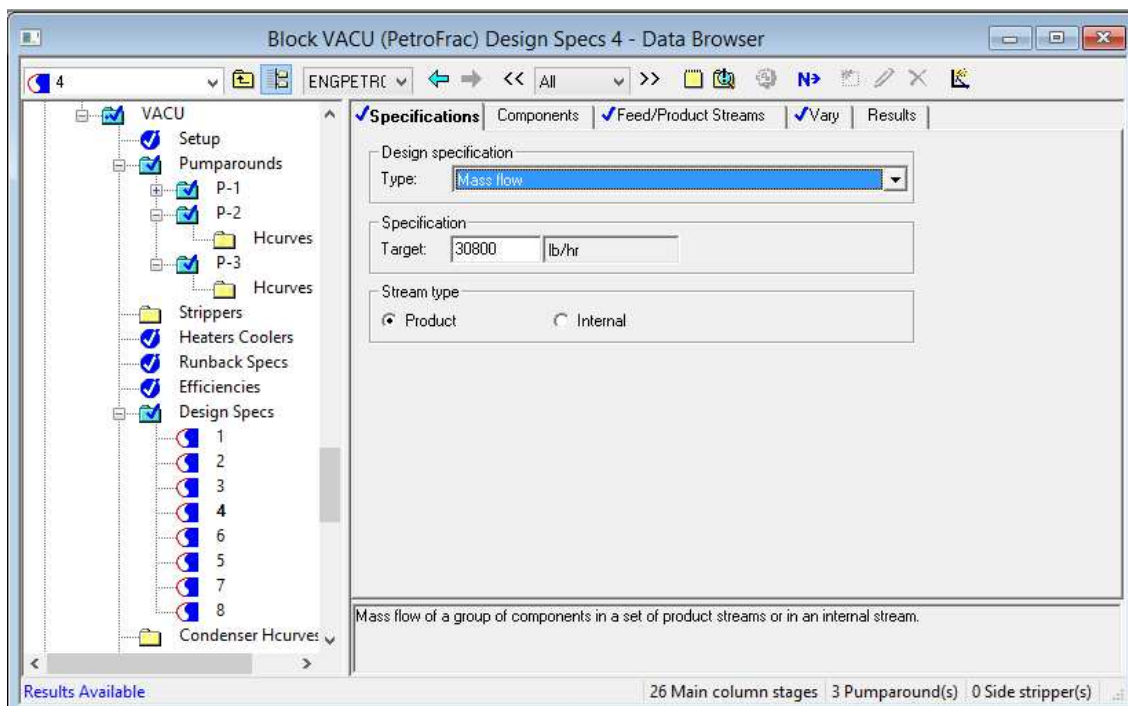
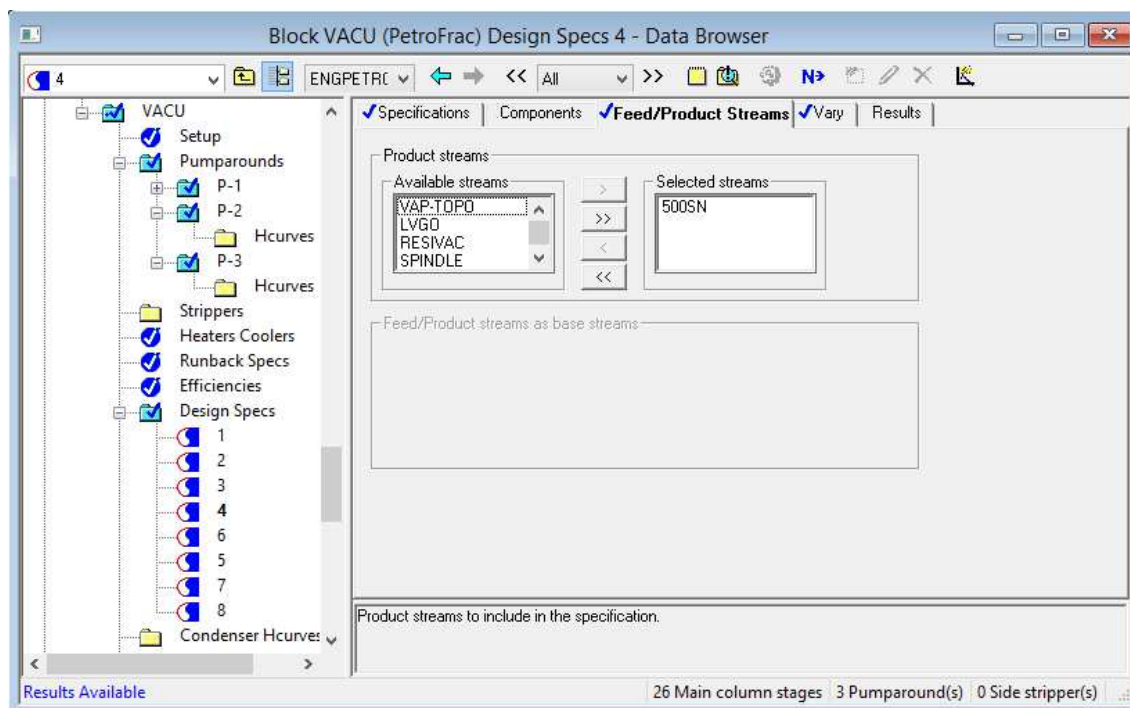
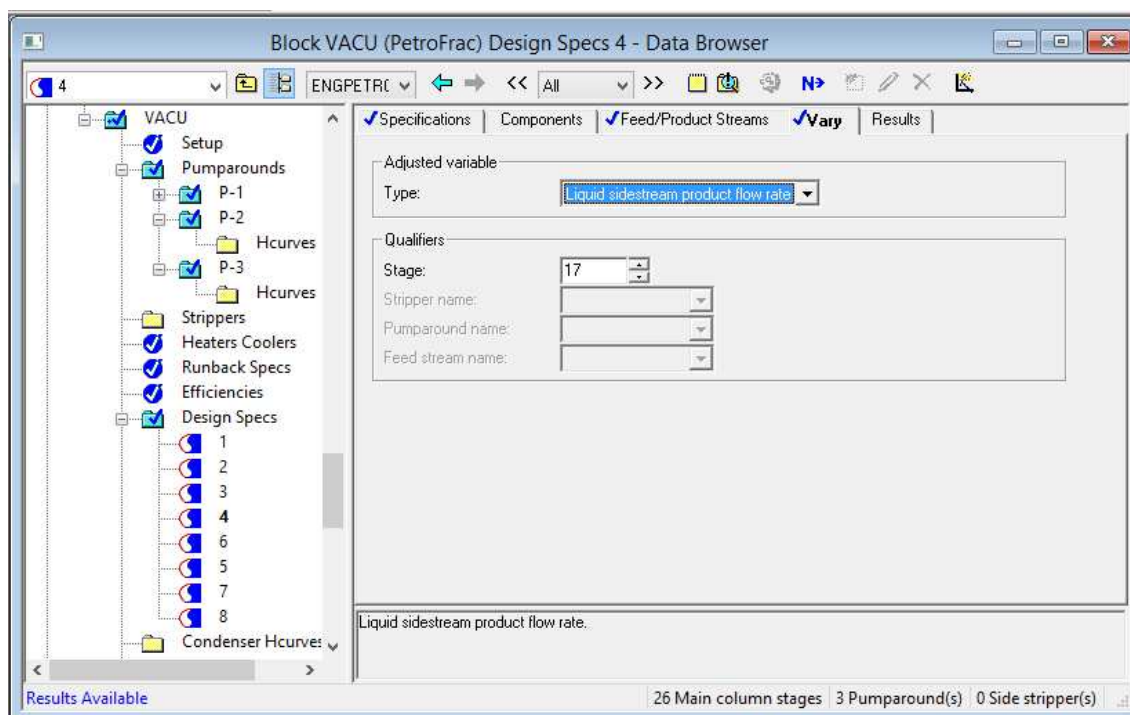


Figura F.10 - Design Spec para a corrente de 500SN.



**Figura F.11 - Especificação da corrente 500SN afetada.**



**Figura F.12 - Manipulação da variável do andar número de saída 17.**

## Anexo F.5. Design Spec 5

Nas figuras F.13 e F.14 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.

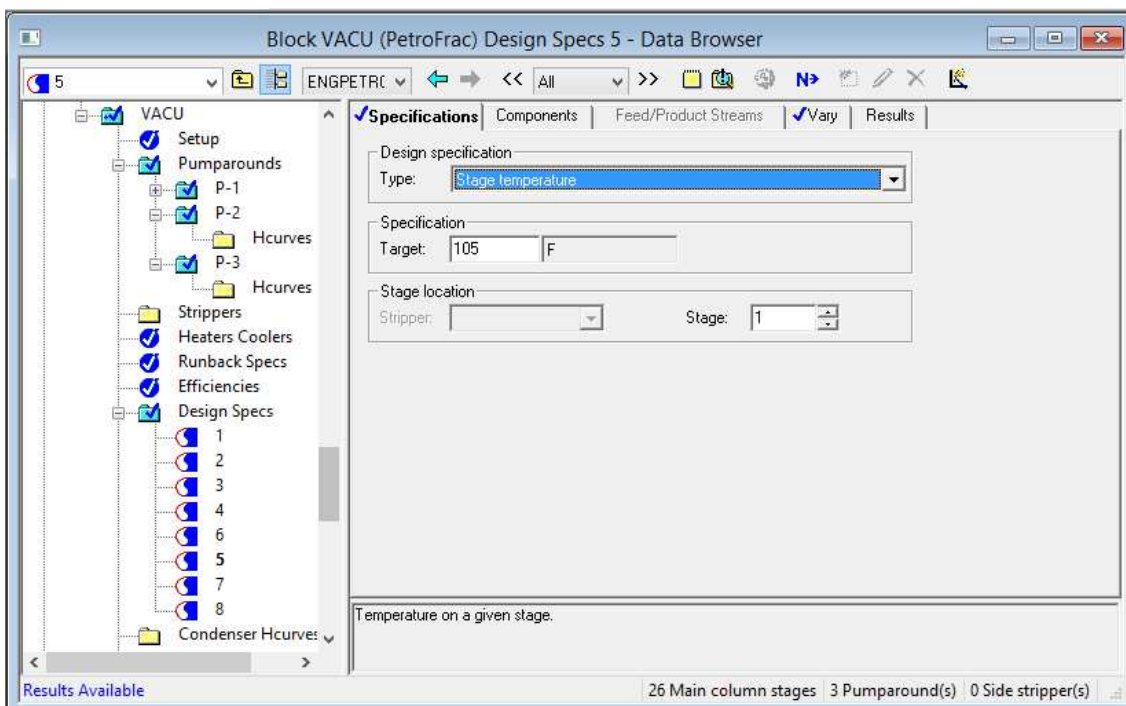


Figura F.13 – Especificação da temperatura no andar 1.

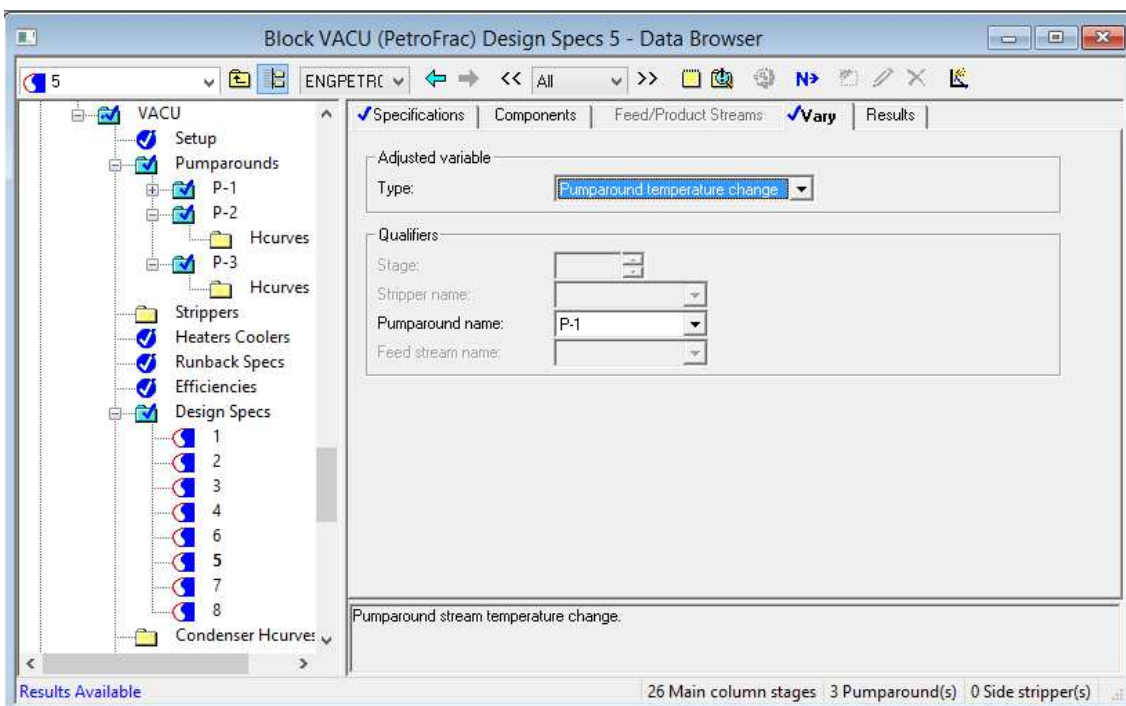
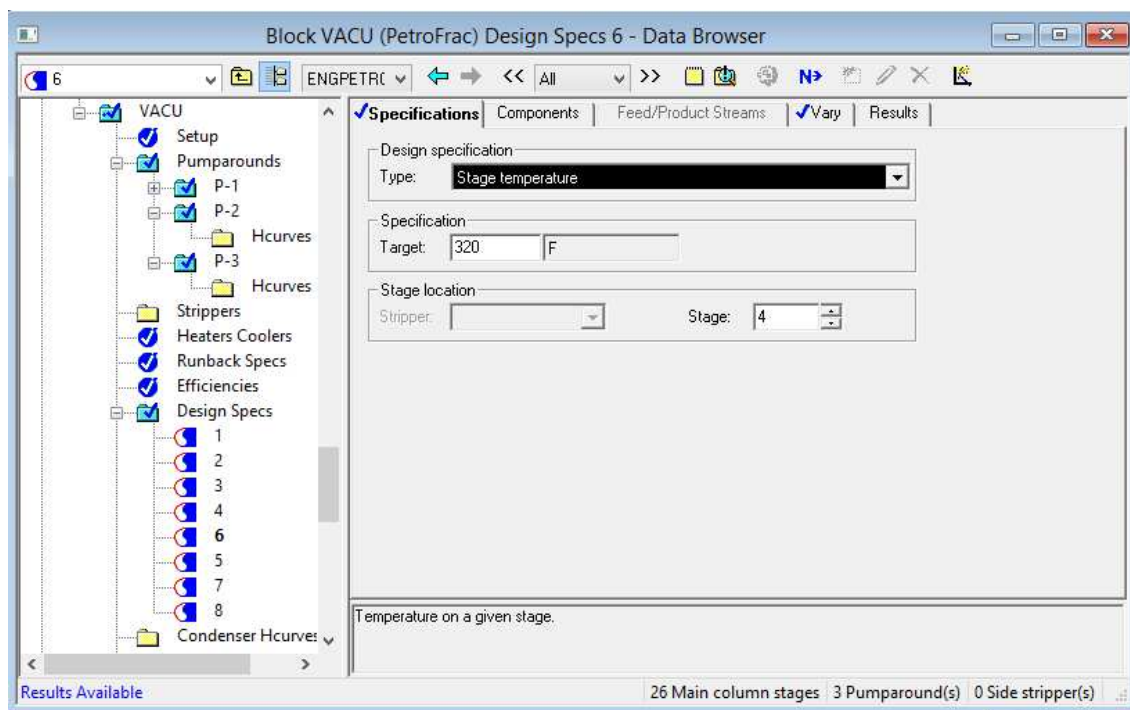


Figura F.14 – Variável manipulada no Pumparound 1.

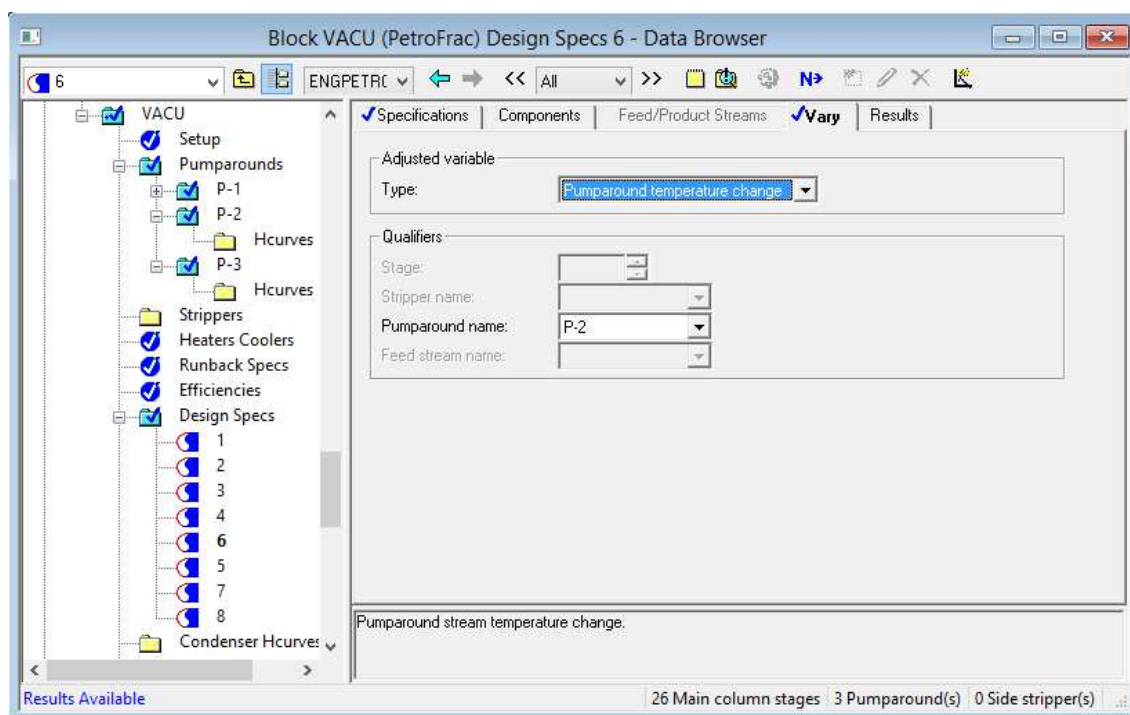


## Anexo F.6 Design Spec 6

Nas figuras F.15 e F.16 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



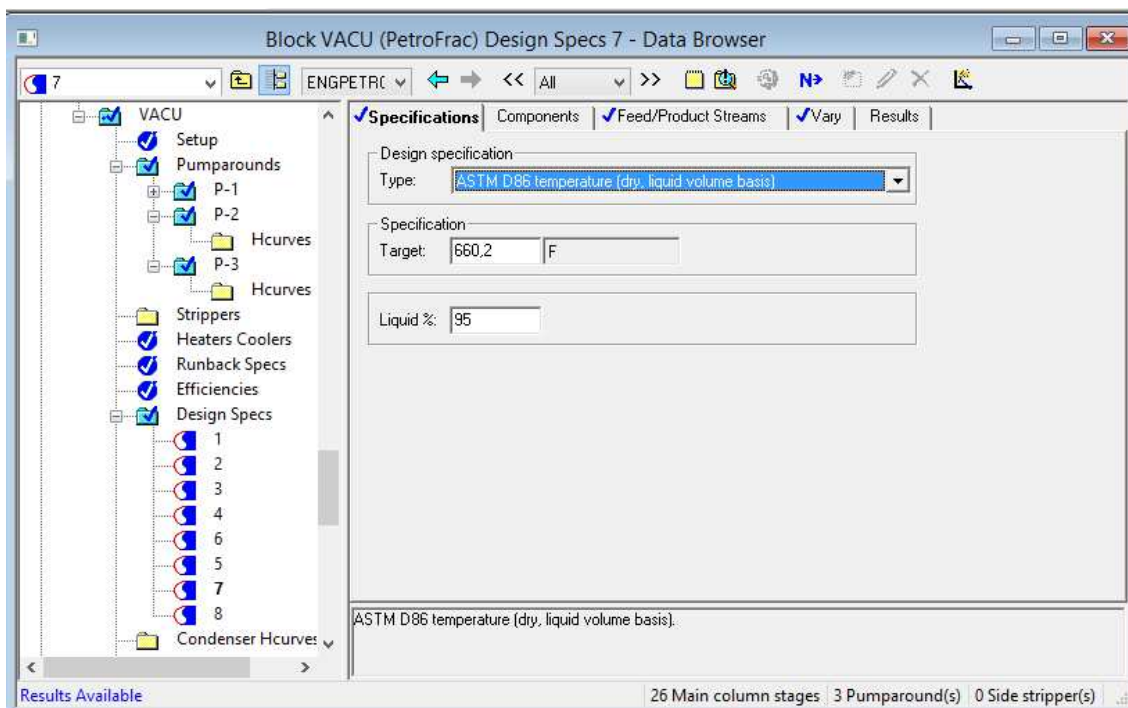
**Figura F.15 – Especificação da temperatura no andar 4.**



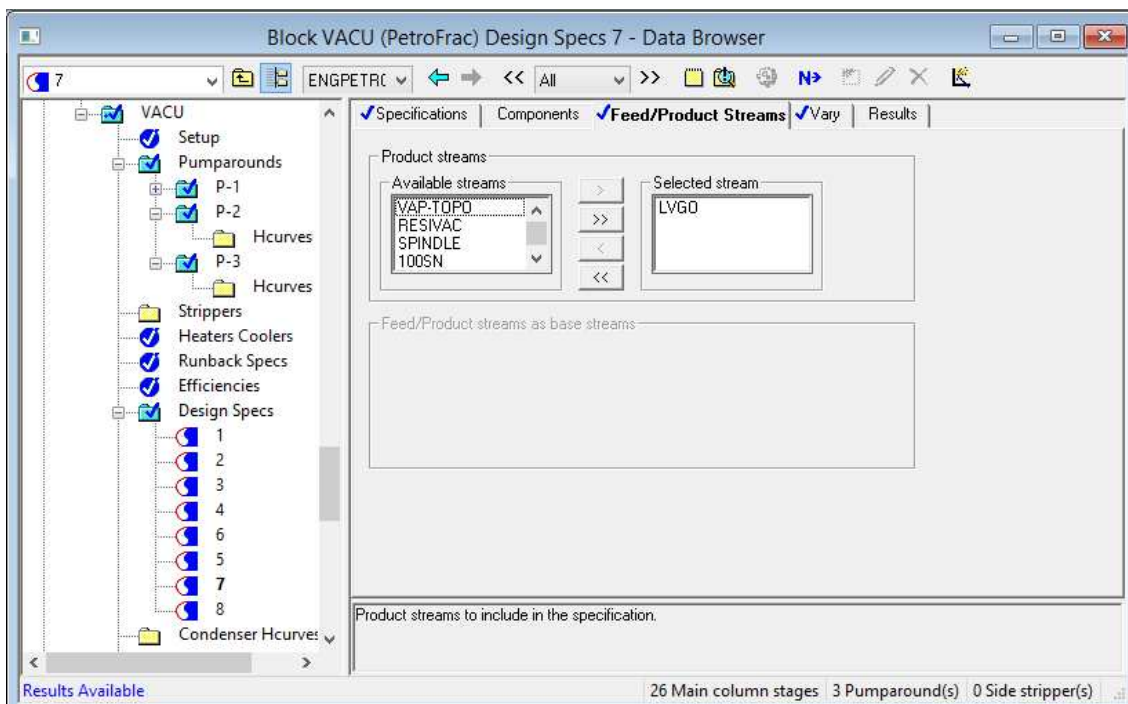
**Figura F.16 – Variável manipulada no Pumparound 2.**

## Anexo F.7 Design Spec 7

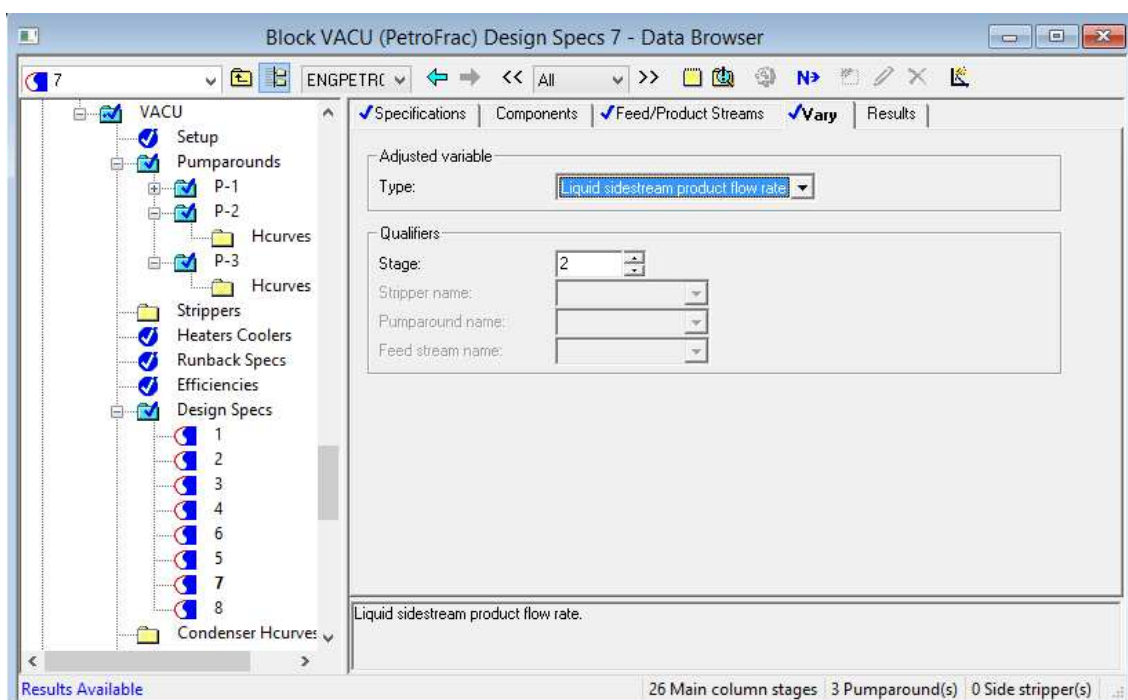
Nas figuras F.17 a F.19 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



**Figura F.17 – Especificação da Norma ASTM D86 para o produto LVGO.**



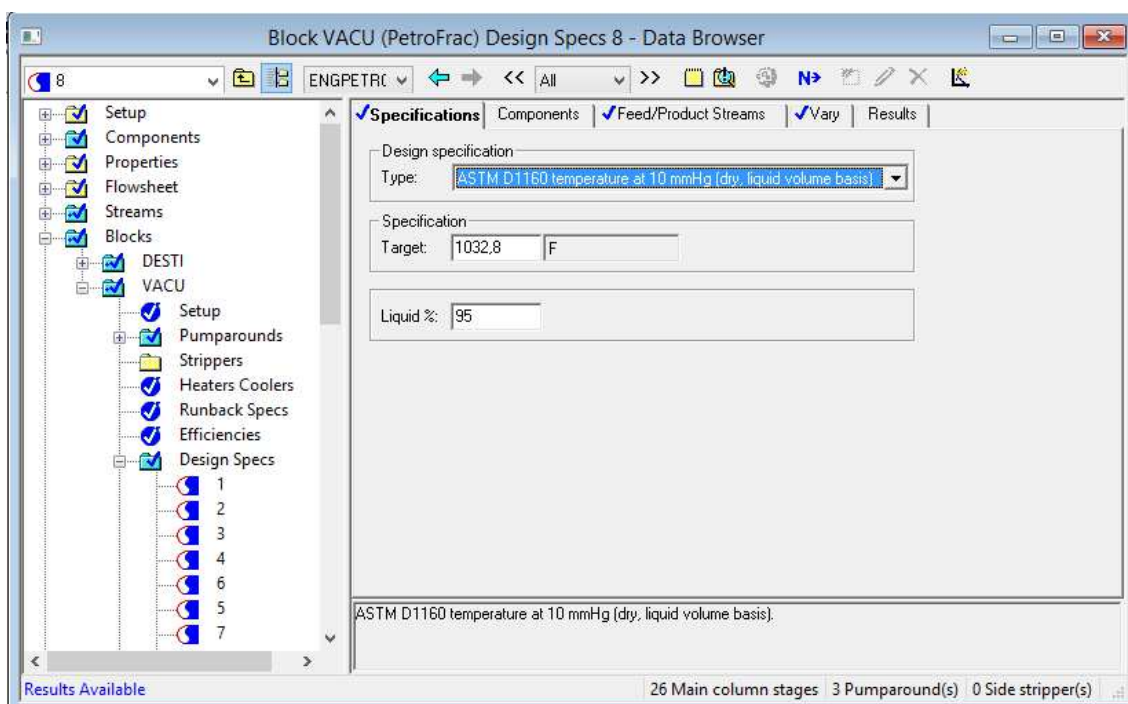
**Figura F.18 –Especificação do produto LVGO.**



**Figura F.19 – Variação do caudal de líquido LVGO no andar 2.**

### Anexo F.8 Design Spec 8

Nas figuras F.20 a F.22 encontra-se representada a caracterização das especificações da coluna inseridas pelo utilizador no simulador Aspen Plus.



**Figura F.20 - Especificação da Norma ASTM D1160 para o produto 500SN.**

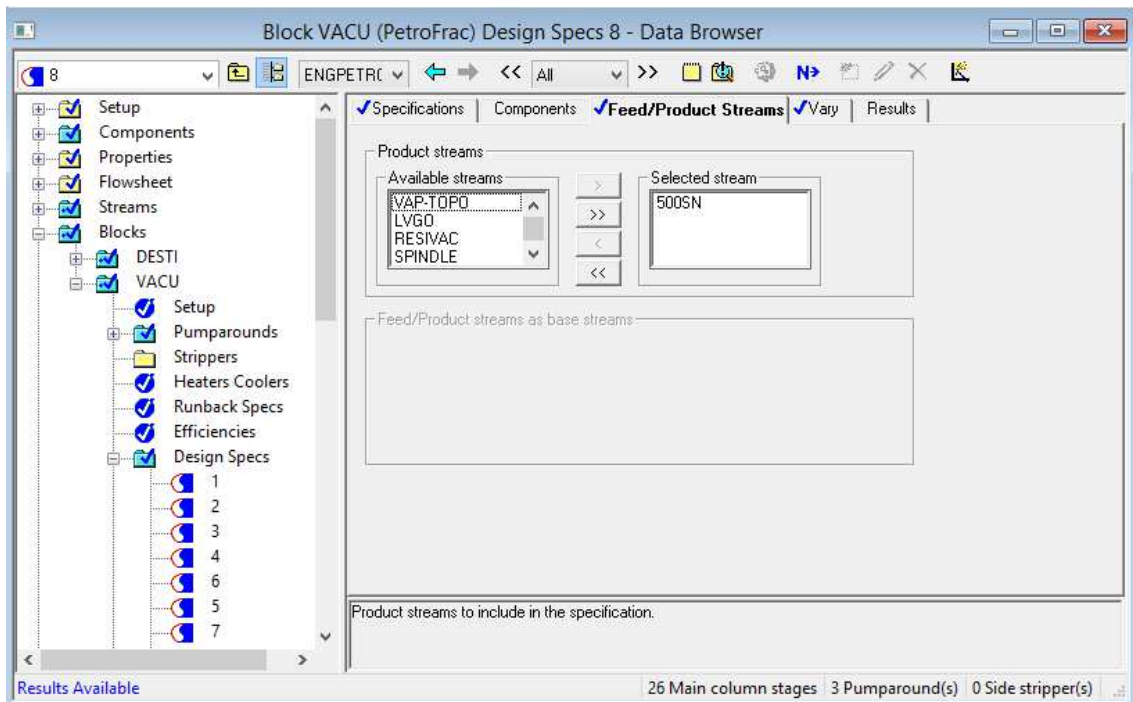


Figura F.21 - Especificação do produto 500SN.

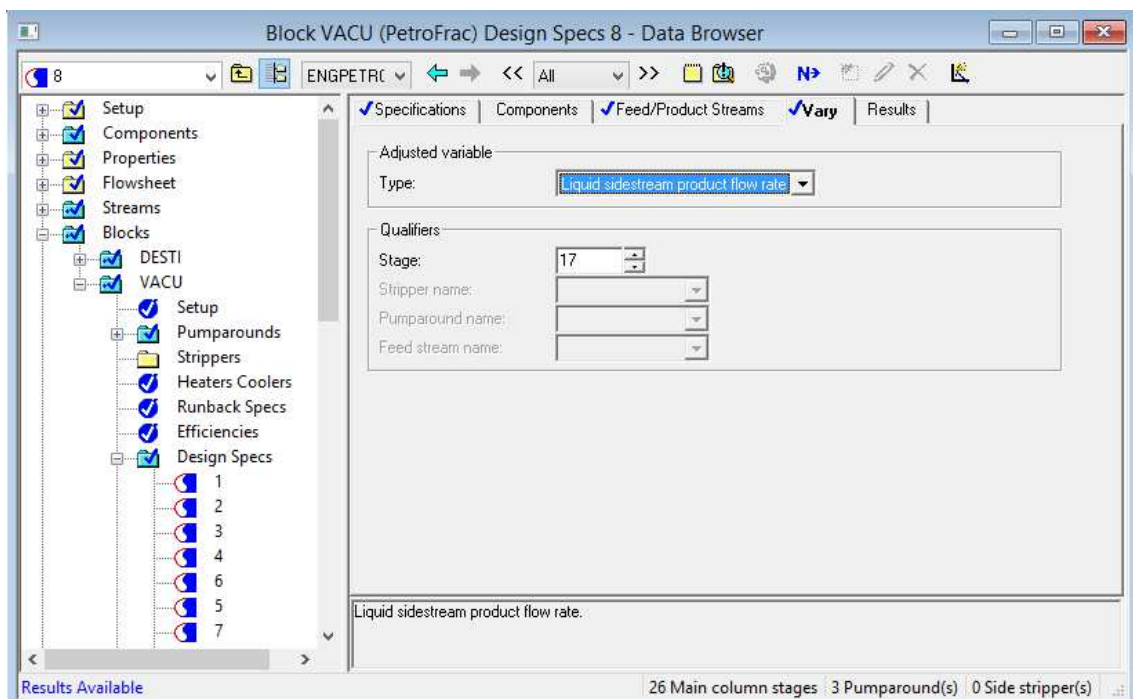


Figura F.22 - Variação do caudal de líquido 500SN no andar 17.

## Anexo G – Dados Fornecidos pela Empresa

### Anexo G.1 Dados da destilação atmosférica

Na tabela G.1 encontram-se os dados da coluna de destilação atmosférica fornecidos pela empresa.

**Tabela G.1 – Dados da coluna de destilação atmosférica.**

	Temp Entrada Forn	<b>TI2009</b>	254.79
<b>Feed</b>			
	<b>Q(m3/h))</b>	Ft2001	133,42
	<b>T(°C)</b>	ti2012	329.39
		Desvio Padrao	2.20
	<b>T(°C)</b>	ti2013	324.61
		Desvio Padrao	1.94
	<b>Tmed (°C)</b>		327
<b>Topo</b>	<b>T(°C)</b>	tic2003_pv	115.34
		Desvio Padrao	1.56
<b>Nafta</b>	<b>Q (t/d)</b>	ft2003	27,61007107
	<b>T(°C)</b>	tic2003_pv	115.34
		Desvio Padrao	1.56
<b>P (kg/cm2)</b>	pic2003_pv	0.90	
<b>Reflux_N_afinacao</b>	<b>Q (m3/hr)</b>	fic2005_pv	0
	<b>T(°C)</b>	ti2045-1	88.51
		Desvio Padrao	2.62
<b>Petroleo</b>	<b>Q (m3/hr)</b>	fic2044_pv	16,14956392
	<b>T(°C)</b>	ti2059	169.34
		Desvio Padrao	2.20
<b>PA_reflux_topo_out</b>	<b>Q (m3/hr)</b>	fic2004_pv	150,7887103
	<b>T(°C)</b>	TI2049	136.32
		Desvio Padrao	1.06
	$\Delta\tau$		47,81
<b>PA_Pet_in</b>	<b>T(°C)</b>	TI2045	88.51
		Desvio Padrao	2.62
<b>GO</b>	<b>Q (m3/hr)</b>	fic2007_pv	28,37203713
	<b>T(°C)</b>	TI2016	253.87
		Desvio Padrao	2.67
<b>PA_GO_out</b>	<b>Q (m3/hr)</b>	fic2006_pv	115,3696972
	<b>T(°C)</b>	TI2016	253.87
		Desvio Padrao	2.67
	$\Delta\tau$		91,62
<b>PA_GO_in</b>	<b>T(°C)</b>	TI2037-1	162.25

		Desvio Padrao	1.53
<b>RA<sub>t</sub></b>	<b>Q (t/d)</b>	ft2009	59,24793609
	<b>T (°C)</b>	TI2020	318.81
		Desvio Padrao	1.29
	<b>P (bar g)</b>	PT2002	0.99
Desvio Padrao		0.00	
<b>R=L/D</b>			0
<b>Vapor média pressão (4.5kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>T-2001</b>	fic2023_pv	0.80
	<b>T-2051</b>	ft2045	286.92
	<b>T-2005</b>	ft2025	513.66
	<b>T</b>	ti2056-1	352.58

### Anexo G.2 Dados da destilação a vácuo

Na tabela G.2 encontram-se os dados da coluna de destilação a vácuo fornecidos pela empresa.

**Tabela G.2 – Dados da coluna de destilação a vácuo.**

<b>Vácuo</b>			
LVGO_DRAW	TON/HR	FI2014	3.95
	(°C)	TI2027-1	76.09
Refluxo Topo	m <sup>3</sup> /hr	fic2013_pv	30.27
	(°C)	ti2028-1	38.13
		Δ	37,96
Refluxo Lateral	m <sup>3</sup> /hr	fic2015_pv	125.28
	(°C)	ti2029-1	155.19
	(°C)	ti2030	118.66
		Δ	36,53
Spindle	m <sup>3</sup> /hr	fic2019_pv	0.00
	m <sup>3</sup> /hr	fic2017_pv	4.43
		sum	4,43
	(°C)	ti2032-1	192.58
100SN	m <sup>3</sup> /hr	fic2018_pv	7.32
	(°C)	ti2039-1	241.49
150SN	m <sup>3</sup> /hr	fic2020_pv	7.51
	(°C)	ti2043-1	274.34
500SN	t/hr	fi2022	13.97
	°C	ti2047-1	315.68
Residuo de Vácuo	ton/hr	fi2011	24.82

	ton/hr	fi2012	2.62
		ti2051-1	331.32
Vapor de retificação	ton/hr	fic2028_pv	4.00
Pressão Topo	barg		-0,952
Pressão Fundo	barg		-0,945

## Anexo H – Resultados do Aspen

Na tabela H.1 encontram-se os resultados de todas as correntes de saída do Aspen Plus.

**Tabela H.1 – Resultados das correntes de saída no simulador.**

100SN	150SN	500SN	GAS-OLEO	LVGO	NAPHTA	PETROA	RESIDATM	RESIVAC	SPINDLE	TOPO	VAP-TOPO	
Temperature C	236,2	265,9	296,1	176,4	66,5	115,0	140,5	312,2	313,9	198,3	396	
Pressure bar	0,1	0,1	1,5	0,1	0,9	1,2	2,0	0,1	0,9	0,1		
Mass Flow kg/hr	6957,2	7100,0	13970,3	23474,8	1460,8	8382,7	1344,4	62587,7	29054,5	270		
Enthalpy Gcal/hr	-2,5	-2,4	-4,5	-9,1	-0,7	-3,6	-0,5	-19,5	-9,0	-1,5	-7,1	-12,9
Vapor Frac	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,0
Average MW	317,5	364,7	431,1	214,0	223,7	129,4	162,2	447,1	669,3	270		
Liq Vol 60F bbl/day												
H2O	0,0	0,0	0,0	2,9	0,0	0,0	0,2	3,6	0,0	0,0	608,4	
C1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
C2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,9	0,0	
C3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,2	0,0	0,0	0,0	21,5	0,0	
IC4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,3	0,0	0,0	0,0	16,8	0,0	
NC4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,5	0,0	0,0	0,0	79,4	0,0	
IC5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,2	0,0	0,0	0,0	65,9	0,0	





PC496C	0,0	2,0	600,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	747,6	144,8	0,0	0,0	0,0
PC524C	0,0	0,0	158,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	668,1	510,0	0,0	0,0	0,0
PC551C	0,0	0,0	14,1	0,0	0,0	0,0	0,0	588,6	574,5	0,0	0,0	0,0	0,0
PC579C	0,0	0,0	0,8	0,0	0,0	0,0	0,0	522,6	521,7	0,0	0,0	0,0	0,0
PC607C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	457,0	457,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC635C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	399,9	399,9	0,0	0,0	0,0	0,0
PC676C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	695,0	695,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC732C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	592,9	592,9	0,0	0,0	0,0	0,0
PC782C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	442,4	442,4	0,0	0,0	0,0	0,0
PC834C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	131,3	131,3	0,0	0,0	0,0	0,0
Mass Flow	kg/hr												
H2O	0,1	0,1	0,1	19,1	0,1	0,0	1,3	23,5	0,3	0,1	0,0	4022,8	
C1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,5	0,0	
C3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,6	0,0	0,0	0,0	0,0	71,9	0,0	
IC4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,9	0,0	0,0	0,0	0,0	62,5	0,0	
NC4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	5,9	0,0	0,0	0,0	0,0	306,8	0,0	
IC5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	9,2	0,0	0,0	0,0	0,0	271,8	0,0	
NC5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	15,3	0,0	0,0	0,0	0,0	365,3	0,0	
PC23C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	109,8	0,0	0,0	0,0	0,0	3471,0	0,0	

PC128C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1538,4	0,1
PC142C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1455,9	0,2
PC156C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0	1244,3	0,0	0,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1320,3	0,5
PC170C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,8	0,2	1606,9	0,5	1,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1079,5	1,1
PC184C	0,0	0,0	0,0	0,0	14,4	0,9	1849,0	20,4	3,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	785,0	2,6
PC197C	0,0	0,0	0,0	0,0	609,9	3,3	820,9	880,9	8,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	223,0	4,7
PC211C	0,0	0,0	0,0	0,0	2030,4	11,0	3,0	389,9	18,6	0,0	0,0	0,1	0,5	7,4					
PC225C	0,1	0,1	0,1	0,1	2404,3	32,4	0,0	45,2	43,3	0,0	0,2	0,0	0,0	10,4					
PC239C	0,3	0,2	0,2	0,2	2451,7	77,3	0,0	5,4	89,9	0,0	0,7	0,0	0,0	11,2					
PC253C	0,8	0,4	0,4	0,4	2427,1	151,7	0,0	0,0	0,7	165,7	0,0	0,0	3,0	0,0	9,4				
PC267C	2,0	0,9	0,9	0,9	2354,0	255,7	0,0	0,0	0,1	280,3	0,0	0,0	14,5	0,0	6,3				
PC281C	4,6	2,0	1,8	1,8	2239,6	353,1	0,0	0,0	0,0	440,8	0,0	0,0	76,0	0,0	3,3				
PC295C	10,4	4,0	3,6	3,6	2105,4	330,6	0,0	0,0	0,0	643,1	0,0	0,0	293,0	0,0	1,5				
PC309C	25,4	7,6	6,5	6,5	1905,5	177,7	0,0	0,0	0,0	869,7	0,0	0,0	652,0	0,0	0,5				
PC322C	78,0	14,4	11,6	11,6	1629,4	54,8	0,0	0,0	1117,8	0,0	0,0	959,0	0,0	0,1					
PC336C	306,1	27,8	20,6	1325,7	10,8	0,0	0,0	1408,9	0,0	1043,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0				
PC350C	977,3	56,8	35,9	1015,1	1,2	0,0	0,0	1746,6	0,0	675,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0				
PC364C	1720,8	135,0	61,5	645,7	0,1	0,0	0,0	2123,2	0,0	205,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0				
PC378C	1964,3	393,2	107,2	246,2	45,1	0,0	0,0	2500,7	0,0	35,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0				
PC392C	1376,6	1085,9	187,7	45,1	0,0	0,0	0,0	2653,7	0,0	3,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0				

PC524C	0,0	0,2	982,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4155,2	3172,3	0,0	0,0	0,0	0,0
PC551C	0,0	0,0	88,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3702,9	3614,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC579C	0,0	0,0	5,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3324,1	3318,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC607C	0,0	0,0	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2938,5	2938,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC635C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2598,1	2598,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC676C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4581,5	4581,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC732C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3985,1	3985,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC782C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3022,2	3022,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
PC834C	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	911,7	911,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
*** DRY TOTAL ***																
Liq Vol 60F bbl/day	1200,0	1200,0	1200,0	2303,7	4280,0	265,4	1661,7	256,5	10153,4	4473,3	700					
API Gravity	29,8	26,6	22,8	39,2	38,4	53,9	47,1	20,3	12,5	33,7	65,6	43,4				
Gravity 60F	0,877	0,895	0,917	0,829	0,833	0,763	0,792	0,932	0,982	0,8						
Watson UOP-K	11,9	11,9	11,9	11,9	12,0	12,0	12,0	11,7	11,7	11,9	12,1	12,0				
TBP Curve C																
0 %	310,0	331,2	351,0	188,2	208,4	12,2	178,1	255,2	476,0	269,4						
5 %	339,9	374,7	407,7	209,5	236,4	80,8	185,3	318,5	519,2	293,2						
10 %	347,7	385,6	422,9	216,1	247,5	103,6	187,3	348,1	526,6	30						
30 %	362,4	401,6	448,5	242,2	268,4	142,3	195,6	417,1	571,2	31						
50 %	373,2	412,3	467,9	269,0	281,4	162,4	201,0	488,3	622,9	32						

0	%	326,9	347,0	368,1	219,4	236,3	61,9	191,5	271,5	464,6	289,8
5	%	342,5	372,2	403,0	230,0	252,7	106,4	193,9	317,7	487,6	302,8
10	%	348,9	382,5	417,6	234,3	259,4	127,1	194,8	337,9	497,0	307,2
30	%	356,3	390,7	432,0	249,0	270,6	151,6	198,5	396,8	527,1	319,5
50	%	362,3	396,6	443,8	266,3	278,0	164,0	201,2	460,6	568,1	322,8
70	%	368,5	404,2	455,1	288,0	285,4	173,3	203,5	542,4	629,4	328,2
90	%	376,5	423,9	467,2	321,9	296,9	181,6	212,7	661,8	706,4	339,5
95	%	386,8	437,5	487,1	337,8	307,7	190,6	219,5	703,1	734,3	348,2
100	%	397,2	451,2	506,9	353,7	318,6	199,5	226,4	744,4	762,2	359,5
D1160 Curve C											
0	%	184,5	205,2	222,5	85,0	102,6	-52,4	129,6	333,5	149,7	-76,6
5	%	198,6	227,8	257,0	94,4	116,2	-10,9	181,5	356,2	161,0	-62,5
10	%	203,6	236,1	270,7	97,7	121,2	8,6	205,4	364,2	165,0	-57,3
30	%	213,6	247,2	289,3	115,3	135,2	34,5	261,4	400,5	175,6	-32,2
50	%	220,9	254,5	303,2	133,5	143,8	47,4	321,4	444,5	183,2	-6,1
70	%	229,5	264,9	318,4	158,1	153,4	58,9	400,5	508,1	192,4	19,5
90	%	239,6	287,0	333,5	191,1	166,8	68,6	536,1	586,3	203,5	49,2
95	%	246,0	296,9	348,1	203,9	170,8	74,9	579,7	621,0	209,0	59,5
100	%	259,1	313,3	373,8	220,8	186,6	84,2	104,5	644,4	654,9	223,2
TBPT C											

sqcm/sec	0,128	0,281	0,966	0,027	0,030	0,009	0,014	1,359	51,690	0,0
Kinematic Visc @ 100										
sqcm/sec	0,029	0,044	0,082	0,012	0,013	0,005	0,007	0,095	3,167	0,0



## Anexo I – Resumo do trabalho efetuado no Aspen Plus

ASPEN PLUS (R) IS A PROPRIETARY PRODUCT OF ASPEN TECHNOLOGY, INC.

(ASPENTECH), AND MAY BE USED ONLY UNDER AGREEMENT WITH ASPENTECH.

RESTRICTED RIGHTS LEGEND: USE, REPRODUCTION, OR DISCLOSURE BY THE

U.S. GOVERNMENT IS SUBJECT TO RESTRICTIONS SET FORTH IN (i) FAR 52.227-14, Alt. III, (ii) FAR 52.227-19, (iii) DFARS 252.227-7013(c)(1)(ii), or (iv) THE ACCOMPANYING LICENSE AGREEMENT,

AS APPLICABLE. FOR PURPOSES OF THE FAR, THIS SOFTWARE SHALL BE DEEMED

TO BE "UNPUBLISHED" AND LICENSED WITH DISCLOSURE PROHIBITIONS.

CONTRACTOR/SUBCONTRACTOR: ASPEN TECHNOLOGY, INC. 200 WHEELER ROAD,

BURLINGTON, MA 01803.

\*\*\* INPUT SUMMARY \*\*\*

>>CURRENT RUN

```
ORIGINAL RUN                                NOVEMBER 20, 2014
2:07:55 A.M.                                THURSDAY
INPUT FILE: _0912elt.inm
RUN ID : _0912elt
  1      ;
  2      ;Input file created by Aspen Plus Rel. 24.0 at
02:07:55 Thu Nov 20, 2014
  3      ;Directory C:\Users\José\Desktop\nova sim Runid
destilavacuo
  4      ;
  5
  6
  7      DYNAMICS
  8          DYNAMICS RESULTS=ON
  9
 10      TITLE 'Plutonio'
 11
 12      IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='Gcal/hr' &
 13          HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar
TEMPERATURE=C &
 14          VOLUME=bbl DELTA-T=C HEAD=meter MOLE-
ENTHALP='kcal/mol' &
 15          MASS-ENTHALP='kcal/kg' HEAT=Gcal PDROP-PER-
HT='mbar/m' &
 16          PDROP=bar
 17
 18      DEF-STREAMS CONVEN ALL
 19
 20      SIM-OPTIONS FREE-WATER=YES ATM-PRES=14.69595 <psi>
&
 21          OLD-DATABANK=NO
 22
 23      DESCRIPTION "
```



```

24      Petroleum Simulation with Metric Units :
25      C, bar, kg/hr, kmol/hr, Gcal/hr, bbl/day.
26
27      Property Method: None
28
29      Flow basis for input: Mass
30
31      Stream report composition: Mass flow
32      "
33
34      DATABANKS 'APV72 PURE24' / 'APV72 AQUEOUS' / 'APV72
SOLIDS' / &
35              'APV72 INORGANIC' / NOASPENPCD
36
37      PROP-SOURCES 'APV72 PURE24' / 'APV72 AQUEOUS' /
'APV72 SOLIDS' &
38              / 'APV72 INORGANIC'
39
40      COMPONENTS
41      H2O H2O /
42      C1 CH4 /
43      C2 C2H6 /
44      C3 C3H8 /
45      IC4 C4H10-2 /
46      NC4 C4H10-1 /
47      IC5 C5H12-2 /
48      NC5 C5H12-1
49
50      PC-CALC
51      IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
52              VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
53      PC-SET MIXCRUDE
54
55      PETRO-PROP
56      PETRO-PROP PROP-NAME=VISC / PROP-NAME=POURPT /
&
57              PROP-NAME=COCARBON
58
59      ADA-SETUP
60      ADA-SETUP PROCEDURE=REL9
61
62      ASSAY ANTAN
63      IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
64              VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
65      ASSAY-DATA API=33.73 MW=218.4953
66      DIST-CURVE TBPLV 1 -39.24 <C> / 5 36.08 <C> / 10
&
67              88.51 <C> / 30 208.44 <C> / 50 327.64 <C> /
70 &
68              450.38 <C> / 90 629.89 <C> / 99 775.62 <C>
69
70      ASSAY PLUTONIO
71      IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
72              VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
73      ASSAY-DATA API=34.81

```

```

74          DIST-CURVE TBPLV 6.00 70. <C> / 10.24 100. <C> /
15.35 &
75          130. <C> / 20.29 160. <C> / 30.68 225. <C> /
40.28 &
76          280. <C> / 50.61 335. <C> / 60.48 395. <C> /
70.28 &
77          460. <C> / 80.25 540. <C> / 90.01 650. <C> /
93.18 &
78          700. <C>
79          GRAV-CURVE API 9.16 74.92 / 18.28 54.44 / 22.73
64.65 / &
80          31.88 45.78 / 51.84 36.69 / 56.30 30.34 /
76.70 &
81          25.53 / 81.33 20.77 / 84.82 18.66
82          LE-MASS-FRAC H2O 0. / C1 0. / C2 0.0001 / C3
0.0016 / &
83          IC4 0.0014 / NC4 0.0069 / IC5 0.0062 / NC5
0.0084
84
85          BLEND MIXCRUDE
86          IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
87          VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
88          STDVOL-FRAC PLUTONIO 0.4 / ANTAN 0.6
89
90          FLOWSHEET
91          BLOCK DESTI IN=CRUDE STEAM1 STEAM2 STEAM3
OUT=TOPO &
92          NAPHTA RESIDATM WATER PETROA GAS-OLEO
93          BLOCK VACU IN=RESIDATM STEAMVAC OUT=VAP-TOPO
RESIVAC LVGO &
94          SPINDLE 100SN 150SN 500SN
95
96          PROPERTIES BK10 SOLU-WATER=4
97
98          PROP-SET KINVISK KINVISK SUBSTREAM=MIXED PHASE=L
BASIS=DRY &
99          TEMP= * 40 100
100         ; "Kinematic viscosity at 40 and 100 C"
101
102
103         PROP-SET PETRO VLSTDMX APISTD SGSTD WAT TBPCRV
D86CRV &
104         D1160CRV UNITS='bbl/day' SUBSTREAM=MIXED
BASIS=DRY
105         ; "Vol Flow, Gravity, Watson K, Distillation Curves
"
106
107
108         PROP-SET TBP-5 TBPT SUBSTREAM=MIXED BASIS=DRY
LVPCT=5
109         ; "True boiling point at 5% liquid volume      "
110
111
112         PROP-SET TBP-95 TBPT SUBSTREAM=MIXED BASIS=DRY
LVPCT=95
113         ; "True boiling point at 95% liquid volume      "
114

```

```

115
116 STREAM CRUDE
117     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
118     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
119     SUBSTREAM MIXED TEMP=324.61 <C> PRES=60. <psi>
120     STDVOL-FLOW MIXCRUDE 133.42 <cum/hr>
121
122 STREAM STEAM1
123     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
124     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
125     SUBSTREAM MIXED TEMP=352.58 <C> PRES=4.5
<kg/sqcm>
126     STDVOL-FLOW H2O 0.8 <cum/hr>
127
128 STREAM STEAM2
129     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
130     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
131     SUBSTREAM MIXED TEMP=352.58 <C> PRES=4.5
<kg/sqcm>
132     MASS-FLOW H2O 286.92 <tonne/day>
133
134 STREAM STEAM3
135     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
136     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
137     SUBSTREAM MIXED TEMP=352.58 <C> PRES=4.5
<kg/sqcm>
138     MASS-FLOW H2O 513.66 <tonne/day>
139
140 STREAM STEAMVAC
141     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
142     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
143     SUBSTREAM MIXED TEMP=352.58 <C> PRES=4.5
<kg/sqcm> &
144     MASS-FLOW=4. <tonne/hr>
145     MASS-FRAC H2O 1.
146
147 BLOCK DESTI PETROFRAC
148     IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
149     VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
150     SUBOBJECTS PUMPAROUND = P-1 P-2 / STRIPPER = S-1
S-2
151     PARAM NPA=2 NSTRIP=2 NSSTRIP=12 NSTAGE=32 &
152     DAMPING=SEVERE
153     FEEDS CRUDE 27 ON-STAGE / STEAM1 32 ON-STAGE
154     PRODUCTS TOPO 1 V / WATER 1 W / NAPHTA 1 L / &
155     RESIDATM 32 L
156     COL-SPECS CONDENSER=PARTIAL-VL T1=115. <C> &
157     MASS-D=27.61 <tonne/day>
158     P-SPEC 1 0.9 <kg/sqcm> / 32 0.99 <barg>
159     PUMPAROUND P-1 DRAW=5 RETURN=1 TYPE=PARTIAL &
160     STDVOL-FLOW=150.7887103 <cum/hr> DELT=-47.81
<C>

```

```

161 PUMPAROUND P-2 DRAW=21 RETURN=17 TYPE=PARTIAL &
162 STDVOL-FLOW=115.3696972 <cum/hr> DELT=-91.62
<C>
163 STRIPPER S-1 NSTAGE=6 LDRAW=21 VRETURN=19
PRODUCT=GAS-OLEO &
164 STDVOL-B=28.37203713 <cum/hr> STEAM=STEAM3
165 STRIPPER S-2 NSTAGE=6 LDRAW=13 VRETURN=11
PRODUCT=PETROA &
166 STDVOL-B=16.14956392 <cum/hr> STEAM=STEAM2
167 SPEC 1 D86T 375. STREAMS=NAPHTA PCT=95. &
168 VARYTYPE=MASS-D
169 SPEC 2 D86T 640. STREAMS=GAS-OLEO PCT=95. &
170 VARYTYPE=STDVOL-B VARY-STRIP=S-2
171
172 BLOCK VACU PETROFRAC
173 IN-UNITS ENG VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-
FLO='MMBtu/hr' &
174 VOLUME=bbl HEAD=ft HEAT=MMBtu
175 SUBOBJECTS PUMPAROUND = P-1 P-2 P-3
176 PARAM NPA=3 NSTRIP=0 NSSTRIP=0 NSTAGE=26
177 FEEDS RESIDATM 20 FURNACE / STEAMVAC 26 ON-STAGE
178 PRODUCTS VAP-TOPO 1 V / LVGO 2 L &
179 MASS-FLOW=3.95 <tonne/hr> / RESIVAC 26 L /
SPINDLE 6 &
180 L STDVOL-FLOW=4.43 <cum/hr> / 100SN 10 L &
181 STDVOL-FLOW=7.32 <cum/hr> / 150SN 14 L &
182 STDVOL-FLOW=7.51 <cum/hr> / 500SN 17 L &
183 MASS-FLOW=13.97 <tonne/hr>
184 COL-SPECS CONDENSER=NONE-TOPPA
185 P-SPEC 1 -0.952 <barg> / 26 -0.945 <barg>
186 FURNACE MODEL=HEATER TEMP=333. <C>
187 T-EST 6 192.58 <C> / 10 241.49 <C> / 14 274.34
<C> / &
188 17 315.68 <C> / 26 331.32 <C> / 1 76.09 <C>
189 PUMPAROUND P-1 DRAW=2 RETURN=1 STDVOL-FLOW=30.27
<cum/hr> &
190 DELT=-37.96 <C>
191 PUMPAROUND P-2 DRAW=4 RETURN=3 STDVOL-
FLOW=125.28 <cum/hr> &
192 DELT=-36.53 <C>
193 PUMPAROUND P-3 DRAW=20 RETURN=20 STDVOL-FLOW=12.
<cum/hr> &
194 DELT=0. <C>
195 SPEC 1 STDVOL-FLOW 700. STREAMS=SPINDLE &
196 VARYTYPE=STDVOL-LPROD VARY-STAGE=6
197 SPEC 2 STDVOL-FLOW 1200. STREAMS=100SN &
198 VARYTYPE=STDVOL-LPROD VARY-STAGE=10
199 SPEC 3 STDVOL-FLOW 1200. STREAMS=150SN &
200 VARYTYPE=STDVOL-LPROD VARY-STAGE=14
201 SPEC 4 MASS-FLOW 30800. STREAMS=500SN &
202 VARYTYPE=MASS-LPROD VARY-STAGE=17
203 SPEC 6 TEMP 320. STAGE=4 &
204 VARYTYPE=PA-DELT VARY-PA=P-2
205 SPEC 5 TEMP 105. STAGE=1 &
206 VARYTYPE=PA-DELT VARY-PA=P-1
207 SPEC 7 D86T 660.2 STREAMS=LVGO PCT=95. &
208 VARYTYPE=MASS-LPROD VARY-STAGE=2
209 SPEC 8 D1160T 1032.8 STREAMS=500SN PCT=95. &

```

```
210          VARYTYPE=MASS-LPROD VARY-STAGE=17
211          BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO
212
213          EO-CONV-OPTI
214          PARAM SOLVER=NSOLVE
215
216          STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW STDVOLFLOW
PROPERTIES=PETRO TBP-5  &
217          TBP-95 KINVISC
218
219          PROPERTY-REP PARAMS PCES PARAM-PLUS
220          ;
221          ;
222          ;
223          ;
224          ;
```

\*\*\* INPUT TRANSLATOR MESSAGES \*\*\*

\*\*\* THIS RUN USES THE PROPERTIES ENTERPRISE DATABASE \*\*\*

LOCALHOST.APV72 : (DATAVERSION - 24.0.0.63)  
LOCALHOST.FACTV72 : (DATAVERSION - 24.0.0.63)  
LOCALHOST.NISTV72 : (DATAVERSION - 24.0.0.63)

\* WARNING WHILE CHECKING INPUT SPECIFICATIONS  
(PRPCHK.1)  
INCONSISTENT FREE-WATER DETECTED FOR STREAM "RESIDATM"  
FROM BLOCK: "DESTI" FREE-WATER: YES  
TO BLOCK: "VACU" FREE-WATER: NO

\* WARNING WHILE CHECKING INPUT SPECIFICATIONS  
(PRPCHK.1)  
INCONSISTENT FREE-WATER DETECTED FOR STREAM "STEAMVAC"  
GLOBAL FREE-WATER: YES  
BLOCK "VACU" FREE-WATER: NO

PDF updated  
TIME = 0.33

\*\*\* CALCULATION TRACE \*\*\*

PLUTONIO

\*\*\* FLOWSHEET ANALYSIS MESSAGES \*\*\*

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
STEAM3	----	DESTI	STEAM2	----	DESTI
STEAM1	----	DESTI	CRUDE	----	DESTI
STEAMVAC	----	VACU	TOPO	DESTI	----
NAPHTA	DESTI	----	RESIDATM	DESTI	VACU
WATER	DESTI	----	PETROA	DESTI	----
GAS-OLEO	DESTI	----	VAP-TOPO	VACU	----
RESIVAC	VACU	----	LVGO	VACU	----
SPINDLE	VACU	----	100SN	VACU	----
150SN	VACU	----	500SN	VACU	----

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
DESTI	CRUDE STEAM1 STEAM2 STEAM3	TOPO NAPHTA RESIDATM
WATER		
VACU	RESIDATM STEAMVAC	PETROA GAS-OLEO VAP-TOPO RESIVAC
LVGO		
500SN		SPINDLE 100SN 150SN

COMPUTATION ORDER FOR THE FLOWSHEET IS:  
DESTI VACU

Calculations begin  
time 0.09

SIMULATION CALCULATIONS BEGIN  
TIME = 0.09

ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM CRUDE OF BLOCK DESTI  
TIME = 0.09  
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 597.7600 P = 413685. V =  
0.592613 BETA = 1.00000 Q = 0.00000

ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM STEAM1 OF BLOCK DESTI  
TIME = 0.09  
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 625.7300 P = 441299. V =  
1.00000 BETA = 0.00000 Q = 0.00000

ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM STEAM2 OF BLOCK DESTI  
TIME = 0.09  
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 625.7300 P = 441299. V =  
1.00000 BETA = 0.00000 Q = 0.00000

ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM STEAM3 OF BLOCK DESTI  
TIME = 0.09

KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 625.7300 P = 441299. V =  
 1.00000 BETA = 0.00000 Q = 0.00000

UOS BLOCK DESTI MODEL: PETROFRAC  
 TIME = 0.09

Convergence iterations:

OL	IL	Err/Tol
1	5	16480.
2	10	14802.
3	10	7774.5
4	5	3844.2
5	6	3615.7
6	10	3021.6
7	10	1994.8
8	10	326.53
9	8	204.57
10	10	136.42
11	4	99.265
12	3	49.861
13	2	24.852
14	2	12.008
15	2	6.3840
16	2	3.0770
17	2	1.5857
18	1	0.85188

ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM STEAMVAC OF BLOCK VACU  
 TIME = 0.50

KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 625.7300 P = 441299. V =  
 1.00000 BETA = 0.00000 Q = 0.00000

UOS BLOCK VACU MODEL: PETROFRAC  
 TIME = 0.50

Convergence iterations:

OL	IL	Err/Tol
1	10	0.41337E+09
2	10	0.13501E+11
3	5	0.14230E+08
4	10	4458.7
5	10	3420.7
6	10	3492.3
7	10	567.84
8	10	56021.
9	10	621.24
10	10	0.21341E+06
11	10	501.59
12	10	388.97
13	10	319.97
14	6	125.77
15	10	400.60
16	6	180.76
17	10	123.38
18	7	58.274
19	5	23.387
20	3	5.7881
21	2	0.79675



```

STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.

```

```

KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372

```

```

STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000

```

Report Writer entered

Time = 581.18

```

STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000

```

Results generated

Time = 581.41

Report Writer entered

Time = 582.52

```

STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM NAPHTA WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 388.1503 P = 88259.9 V =
4.935497E-06 BETA = 1.00000 Q = 2.49372
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.
KODE = 2 NO. TEMP ITER = 1 TEMP = 388.150
KPHASE = 2 KODE = 2 T = 388.1503 P = 88259.9 Q =
0.00000 BETA = 0.00000

```

```
STREAM WATER WILL BE FLASHED FOR PROPERTY CALCULATIONS.  
KODE = 2    NO. TEMP ITER =    1    TEMP = 388.150  
KPHASE =    2 KODE =    2 T = 388.1503 P = 88259.9    Q =  
0.00000    BETA = 0.00000
```

```
Results generated  
Time =    582.76
```

```
RUN SAVED
```

```
NO ERRORS OR WARNINGS GENERATED
```



