



# SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA UMA MISTURA DE GASÓLEO PESADO E RESÍDUO DE VÁCUO

Diego Leite Silva  
Luciana Espindola Gallo Netto

## Projeto Final de Curso

Orientador:  
Prof. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva

Agosto de 2009

# **SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA UMA MISTURA DE GASÓLEO PESADO E RESÍDUO DE VÁCUO**

***Luciana Espindola Gallo Netto***  
***Diego Leite Silva***

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Decente da Escola de Química,  
como parte dos requisitos necessários à obtenção de grau de engenheiro  
químico.

Aprovado por:

---

Karen Signori Pereira, D.Sc.

---

Erika Christina Asthon N. Chrisman, D.Sc.

---

Joana Borges, M.Sc.

Orientado por:

---

Prof<sup>a</sup>. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil  
Agosto de 2009

Netto, Luciana Espindola; Silva, Diego Leite  
Simulação de uma Coluna de Destilação para uma Mistura de Gasóleo Pesado e Resíduo de Vácuo/ Luciana Espindola Gallo Netto e Diego Leite Silva. Rio de Janeiro: UFRJ / EQ, 2009.  
xi, 73 p; il.  
(Projeto final de Curso) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2009.  
Orientador: Prof. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva.  
1. Recuperação de leves do Petróleo. 2. Destilação a Vácuo. 3. Simulação. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ / EQ). 5. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva. I. Simulação de uma Coluna de Destilação para uma Mistura de Gasóleo Pesado e Resíduo de Vácuo.

Aos nossos familiares e amigos, que tanto nos apoiaram neste importante percurso de nossas vidas.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço,

Aos meus pais, pela dedicação, amor e incentivo nesta jornada, sempre me apoiando a buscar meus objetivos, e sempre dispostos a me ajudar nos momentos complicados.

A minha irmã, Patrícia, pelo seu apoio e carinho. E a todos da minha família, por estarem sempre ao meu lado me dando proteção e atenção.

Ao Pietro, pela compreensão, paciência e amor em muitos momentos em que achei que não iria conseguir agüentar esta longa jornada.

Aos meus amigos conquistados nestes cinco anos, principalmente a Cintia, ao Jardel e ao Diego, companheiros de matérias, estudos, trabalhos e de muitas risadas nestes anos.

A todos os professores da graduação, que contribuíram imensamente na minha formação.

Por fim, a Deus por poder estar aqui agora alcançando um dos objetivos da minha vida.

### **Luciana Espindola Gallo Netto**

Agradeço,

Aos meus pais, por todo carinho e incentivo durante essa longa jornada.

Ao meu avô Ivan, por todas as palavras sábias nos momentos difíceis e pela ajuda no início da minha carreira de engenheiro, e ao meu irmão Thiago, pelos grandes momentos de descontração e alegria.

A todos os amigos que fiz nesses cinco anos, em especial ao Jardel e Luciana por todo apoio, motivação e amizade ao longo de todo curso da graduação. A todos os amigos da Technip e aos meus grandes amigos de infância, Leandro e Jonathan, que certamente serão para a vida toda.

Deixo um agradecimento especial a Izabela Munhe, por todo amor, carinho e compreensão, fundamentais para a conquista deste título de Engenheiro Químico.

Por fim, a Deus por permitir estar aqui hoje completando mais uma etapa de minha vida.

### **Diego Leite Silva**

Agradecemos a nossa orientadora Sílvia, por todo apoio e paciência durante a realização desse projeto.

Resumo do Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de engenheiro químico.

## **SIMULAÇÃO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO PARA UMA MISTURA DE GASÓLEO PESADO E RESÍDUO DE VÁCUO**

Luciana Espindola Gallo Netto  
Diego Leite Sliva

Orientador: Prof. Sílvia Maria Cruzeiro da Silva

No presente trabalho foi estudado o processo de destilação para uma mistura de resíduo de vácuo com porcentagens de 10%, 35% e 50% de gasóleo pesado, provenientes do campo Marlim, Campos, Brasil. A simulação foi realizada no programa Unisym.

Foram realizadas inicialmente três simulações referentes às porcentagens de gasóleo pesado, obtendo-se como produtos: Fração Vapor, Fração 1, fração 2 e Fração3. A Fração 3 foi o resíduo da destilação e as Frações 2 e 3 foram gasóleo pesado, sendo a primeira a de maior valor agregado, em função do seu maior grau API.

Dois estudos de caso também foram feitos para cada simulação. Em ambos variou-se a porcentagem da fração vaporizada da corrente de entrada da coluna para verificar, no primeiro estudo, as respostas dos produtos da destilação, Fração 1 e Fração 2 e no segundo, as respostas da temperatura de entrada da coluna e o produto da destilação (Fração3).

Uma nova simulação para a mistura do resíduo de vácuo com 35% de gasóleo pesado foi realizada. Nesta, modificações no perfil de temperatura e nas vazões dos refluxos circulantes foram realizadas para melhorar a recuperação da Fração 1 e conseqüentemente viabilizarem ainda mais esta estratégia de refino.

# ÍNDICE

<b>Capítulo I – INTRODUÇÃO .....</b>	<b>2</b>
I.1 – Introdução .....	2
I.2 – Motivação.....	2
I.3 – Objetivo do Trabalho .....	3
I.4 – Organização do Trabalho .....	3
<b>Capítulo II – REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>5</b>
II.1 – Histórico do Petróleo .....	5
II.2 – Características do Petróleo .....	8
II.3 – Refino .....	12
II.4 – Processos de Separação.....	13
II.5 – Internos de Torre.....	20
II.5.1 – Pratos.....	20
II.5.2 – Recheios.....	22
<b>Capítulo III – MODELAGEM TERMODINÂMICA.....</b>	<b>27</b>
III.1 – Equações de Estado Cúbicas.....	27
<b>Capítulo IV – CARACTERIZAÇÃO.....</b>	<b>30</b>
IV.1 – Caracterização do Resíduo de Vácuo .....	30
<b>Capítulo V – SIMULAÇÃO.....</b>	<b>36</b>
V.1 – Simulação da Coluna de Vácuo .....	36
V.2 – Resultados das Simulações .....	42
V.3 – Estudos de Casos das Simulações.....	44
V.3.1 – Primeiro Estudo de Caso.....	44
V.3.2 – Segundo Estudo de Caso.....	48
V.4 – Dimensionamento da Coluna.....	51
<b>Capítulo VI – ANÁLISE DOS RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES.....</b>	<b>54</b>
VI.1 – Análise dos Produtos Recuperados nas simulações .....	54
VI.2 – Análise dos Estudos de Caso das Simulações .....	61
VI.3 – Viabilidade das Colunas de Destilação .....	63
<b>Capítulo VII – ESTUDO DA MISTURA DE 35% DE GASÓLEO COM RESÍDUO DE VÁCUO.....</b>	<b>64</b>
VII.1 – Modificação nas Especificações.....	64
VII.2 – Resultados da Simulação.....	66
VII.3 – Viabilidade da Coluna de Destilação.....	69
<b>Capítulo VIII – CONCLUSÃO.....</b>	<b>70</b>
<b>Capítulo IX – REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>72</b>
<b>Anexo 1 – PRIMEIRA SIMULAÇÃO COM 35% DE GASÓLEO PESADO.....</b>	<b>74</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura II.1</b>	Ilustração que retrata o primeiro poço de petróleo	6
<b>Figura II.2</b>	Poço de Lobato, primeiro poço perfurado no Brasil	7
<b>Figura II.3</b>	Gráfico mostrando a evolução da perfuração do petróleo	8
<b>Figura II.4</b>	Esquema com o estado físico das frações do petróleo	9
<b>Figura II.5</b>	Diagrama esquemático das composições do petróleo e suas faixas de destilação	11
<b>Figura II.6</b>	Coluna de destilação a vácuo da indústria petroquímica	16
<b>Figura II.7</b>	Fluxograma coluna de destilação a vácuo seca	17
<b>Figura II.8</b>	Fluxograma coluna de destilação a vácuo úmida	18
<b>Figura II.9</b>	Fracionamento atmosférico	19
<b>Figura II.10</b>	Prato perfurado sem downcomer	21
<b>Figura II.11</b>	Prato perfurado com downcomer	22
<b>Figura II.12</b>	Esquema do anel de Rasching	23
<b>Figura II.13</b>	Esquema da sela de Berl	23
<b>Figura II.14</b>	Esquema da sela de Intalox	24
<b>Figura II.15</b>	Esquema do anel Pall	24
<b>Figura II.16</b>	Esquema dos recheios estruturados	25
<b>Figura II.17</b>	Recheio Neo-Kloss	25
<b>Figura II.18</b>	Recheio Hyperfil	25
<b>Figura II.19</b>	Recheio Gempak	26
<b>Figura III.1</b>	Isotermas fornecidas por uma equação de estado cúbica	29
<b>Figura IV.1</b>	Curva destilação PEV do gasóleo pesado	35
<b>Figura IV.2</b>	Curva destilação PEV do resíduo de vácuo	35
<b>Figura V.1</b>	Fluxograma da simulação da coluna de destilação	36
<b>Figura V.2</b>	Esquema da coluna de destilação com os três refluxos circulantes	41
<b>Figura V.3</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo pesado	45
<b>Figura V.4</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo pesado	46
<b>Figura V.5</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo pesado	47
<b>Figura V.6</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo pesado	49
<b>Figura V.7</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo pesado	50
<b>Figura V.8</b>	Gráfico do estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo pesado	51
<b>Figura V.9</b>	Esquema do downcomer vertical	52
<b>Figura VI.1</b>	Curva PEV da fração 1 da simulação com 10% de gasóleo pesado	55
<b>Figura VI.2</b>	Curva PEV da fração 2 da simulação com 10% de gasóleo pesado	55
<b>Figura VI.3</b>	Curva PEV da fração 3 da simulação com 10% de gasóleo pesado	56
<b>Figura VI.4</b>	Curva PEV da fração 1 da simulação com 35% de gasóleo pesado	57
<b>Figura VI.5</b>	Curva PEV da fração 2 da simulação com 35% de gasóleo pesado	57
<b>Figura VI.6</b>	Curva PEV da fração 3 da simulação com 35% de gasóleo pesado	58
<b>Figura VI.7</b>	Curva PEV da fração 1 da simulação com 50% de gasóleo pesado	59
<b>Figura VI.8</b>	Curva PEV da fração 2 da simulação com 50% de gasóleo pesado	59
<b>Figura VI.9</b>	Curva PEV da fração 3 da simulação com 50% de gasóleo pesado	60
<b>Figura VII.1</b>	Curva PEV da fração 1	67



<b>Figura VII.2</b>	Curva PEV da fração 2	67
<b>Figura VII.3</b>	Curva PEV da fração 3	68

## ÍNDICE DE TABELAS

<b>Tabela II.1</b>	Composição do petróleo e suas faixas de destilação	10
<b>Tabela III.1</b>	Constantes de equações cúbicas	28
<b>Tabela IV.1</b>	Propriedades do gasóleo pesado	32
<b>Tabela IV.2</b>	Propriedades do resíduo de vácuo	32
<b>Tabela IV.3</b>	Curva de destilação PEV	32
<b>Tabela IV.4</b>	Pseudocomponentes do gasóleo pesados e suas propriedades	34
<b>Tabela IV.5</b>	Pseudocomponentes do resíduo de vácuo e suas propriedades	34
<b>Tabela V.1</b>	Condições operacionais das cargas de gasóleo pesado e resíduo de vácuo	36
<b>Tabela V.2</b>	Vazão mássica das frações da carga de gasóleo para a coluna	37
<b>Tabela V.3</b>	Condições operacionais da corrente Carga que entra no trocador	37
<b>Tabela V.4</b>	Condições operacionais da corrente Carga Coluna de entrada na torre de deslitação	37
<b>Tabela V.5</b>	Condições do vapor superaquecido	39
<b>Tabela V.6</b>	Perfil de pressão da coluna de destilação	39
<b>Tabela V.7</b>	Dados da simulação referente a 10% de gasóleo pesado	40
<b>Tabela V.8</b>	Dados da simulação referente a 35% de gasóleo pesado	40
<b>Tabela V.9</b>	Dados da simulação referente a 50% de gasóleo pesado	40
<b>Tabela V.10</b>	Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 10% de Gasóleo Pesado	41
<b>Tabela V.11</b>	Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 35% de Gasóleo Pesado	41
<b>Tabela V.12</b>	Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 50% de Gasóleo Pesado	42
<b>Tabela V.13</b>	Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 10% de Gasóleo Pesado	42
<b>Tabela V.14</b>	Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 35% de Gasóleo Pesado	43
<b>Tabela V.15</b>	Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 50% de Gasóleo Pesado	43
<b>Tabela V.16</b>	Estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo	45
<b>Tabela V.17</b>	Estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo	46
<b>Tabela V.18</b>	Estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo	47
<b>Tabela V.19</b>	Estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo	48
<b>Tabela V.20</b>	Estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo	49
<b>Tabela V.21</b>	Estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo	50
<b>Tabela V.22</b>	Propriedades do dimensionamento da coluna com 10% de Gasóleo Pesado	52
<b>Tabela V.23</b>	Propriedades do dimensionamento da coluna com 35de Gasóleo Pesado	53
<b>Tabela V.24</b>	Propriedades do dimensionamento da coluna com 50de Gasóleo Pesado	53
<b>Tabela VI.1</b>	Quantidade de gasóleo pesado e Fração 1 recuperada na simulação	63
<b>Tabela VII.1</b>	Resultados da simulação referente a 35% de gasóleo pesado	65
<b>Tabela VII.2</b>	Dados das correntes dos refluxos circulantes	65
<b>Tabela VII.3</b>	Resultados da nova simulação com 35% de gasóleo pesado	66
<b>Tabela VII.4</b>	Quantidade de gasóleo pesado e Fração 1 recuperada na simulação	69
<b>Tabela VIII.1</b>	Faixas da porcentagem de fração vaporizada da corrente de entrada da coluna para cada estudo de caso	69

## NOMENCLATURA

<b>Símbolo</b>	<b>Descrição</b>	<b>Dimensão</b>
Pc	Pressão crítica	$[ML^{-1}T^{-2}]$
P	Pressão	$[ML^{-1}T^{-2}]$
R	Constante universal dos gases	$[ML^2T^{-2}\theta^{-1}]$
Tc	Temperatura crítica	$[\theta]$
T	Temperatura	$[\theta]$
V	Volume	$[L^3]$

# CAPÍTULO I

## I – Introdução

### I. 1 – Introdução

O petróleo brasileiro, em grande parte, é pesado ou extra pesado, o que significa que na etapa inicial de processamento, retira-se uma maior quantidade de frações pesadas do que de frações leves.

O tipo de petróleo afeta diretamente a qualidade e o volume de cada uma das frações produzidas. No caso do óleo pesado, praticamente metade das substâncias extraídas no processo inicial de destilação é formado pelo resíduo atmosférico (RAT), que constituem a parte mais pesada do petróleo. Essas frações passam por outros processamentos para serem transformadas em frações mais leves e terem um maior valor agregado.

O petróleo deve ser processado de forma a maximizar a obtenção das frações mais nobres, tais como os óleos combustíveis ou outras frações dependendo da campanha. É cada vez maior a busca pelo menor custo operacional e um maior aproveitamento das frações mais pesadas, tão abundantes no petróleo nacional.

### I. 2 – Motivação

Hoje, aproximadamente 30% das reservas brasileiras têm menos de 19°API (medida que indica a densidade do óleo). Quanto mais baixo o grau API, mais denso e viscoso é o óleo e mais difícil a obtenção de frações leves e médias, sendo necessária uma complementação dessas frações através de processos químicos que transformem as frações pesadas como gasóleos e resíduos de vácuo em frações mais leves.

Motivada por esta tentativa de maximizar a obtenção de frações mais leves a pesquisa tem evoluído no sentido de melhorar e aperfeiçoar os processos a que são submetidos os resíduos das colunas de separação.

### **I. 3 – Objetivo**

O objetivo deste trabalho é o estudo da viabilidade do projeto de uma coluna de destilação a vácuo, tendo como carga uma mistura de gasóleo pesado com resíduo de vácuo.

Para este estudo será utilizado o software UNISYM para a simulação desta coluna variando-se a porcentagem de gasóleo de vácuo misturado ao resíduo de vácuo.

Como base para este projeto foi utilizado o gasóleo pesado e o resíduo de vácuo provenientes do óleo do campo Marlim, Campos, Brasil.

### **I. 4 - Organização do Trabalho**

No capítulo II é apresentada uma revisão bibliográfica sobre o petróleo e seus principais processos de separação, em especial os processos de destilação atmosférica e a vácuo.

No capítulo III é realizada uma modelagem termodinâmica do problema e posteriormente, no capítulo IV ocorre a caracterização do gasóleo pesado e resíduo de vácuo.

No capítulo V foram realizadas três simulações da coluna de destilação no simulador de processos UNISYM utilizando uma mistura de resíduo de vácuo com proporções de 10%, 35% e 50% de gasóleo pesado, além da realização de dois estudos de caso para cada simulação e o dimensionamento da coluna. As análises dos resultados e da viabilidade das simulações foram realizadas no capítulo VI através da comparação da curva PEV (Ponto de Ebulição Verdadeiro) geradas pela simulação com curvas PEV conhecidas dos cortes de petróleo.

No capítulo VII foi proposta uma nova simulação para a mistura de 35% de gasóleo pesado, com novas especificações da coluna visando a uma maior recuperação da fração de maior valor agregado.

O capítulo VIII apresenta as conclusões referentes ao trabalho desenvolvido, bem como algumas propostas o aprimoramento acerca do tema apresentado.

## CAPÍTULO II

### II – Revisão Bibliográfica

#### II. 1 - Histórico do Petróleo

Não se sabe ao certo quando a atenção do homem foi despertada para o petróleo, mas o fato é que o petróleo, assim como o asfalto e o betume eram conhecidos desde os primórdios da civilização.

O betume foi utilizado como material de liga na construção dos Jardins Suspensos da Babilônia. Utilizado para impermeabilizar a Arca de Noé. Os egípcios o utilizaram para embalsamar os mortos e na construção de pirâmides, enquanto os gregos e romanos dele lançaram mão para fins bélicos. ([www.scribd.com](http://www.scribd.com), 15/04/2009)

Apenas no século 18 é que o petróleo começou a ser usado comercialmente, na indústria farmacêutica e na iluminação (THOMAS, 2001).

A primeira tentativa de perfuração de um poço de petróleo ocorreu nos Estados Unidos com Edwin L. Drake, após meses de perfuração, em 27 de agosto de 1859, o coronel Drake encontra o petróleo, em Tittusville, Pensilvânia. Sendo encontrado em uma região de pequena profundidade, 21 metros, em comparação com as escavações de hoje, que ultrapassam os 6.000 metros, a figura II. 1 mostra uma ilustração deste poço. (THOMAS, 2001)



**Figura II.1:** Ilustração que retrata o primeiro poço de petróleo.

Até o fim do século passado os poços se multiplicaram e a perfuração com o método de percussão viveu o seu período áureo. (THOMAS, 2001)

Em 1900, no Texas, o americano Anthony Lucas, utilizando o processo rotativo, encontrou óleo a uma profundidade de 354 metros. Este evento foi considerado um marco importante na perfuração e na história do petróleo. (THOMAS, 2001)

Até 1945, o petróleo produzido provinha dos Estados Unidos, maior produtor do mundo, seguido da Venezuela, México, Rússia, Irã e Iraque.

A década de 60 registra a abundância do petróleo disponível no mundo. Esta década revelou o grande sucesso na exploração do petróleo no Oriente Médio e na então União Soviética, o primeiro com expressivas reservas de óleo e o segundo com expressivas reservas de gás. (THOMAS, 2001)

Os anos 70 foram marcados por elevações significativas nos preços do petróleo. Marcaram significativos avanços na geoquímica orgânica, com entendimento das áreas de geração e migração de petróleo. Foi marcada também por grandes avanços



tecnológicos no aprimoramento de dispositivos de aquisição, processamento e interpretação de dados sísmicos.

Nos anos 80 e 90, os avanços tecnológicos reduziram os custos de exploração e de produção, criando um novo ciclo econômico para a indústria petrolífera.

Com o advento da petroquímica, além de grande utilização de seus derivados, o petróleo passou a ser indispensável às facilidades e comodidades da vida moderna.

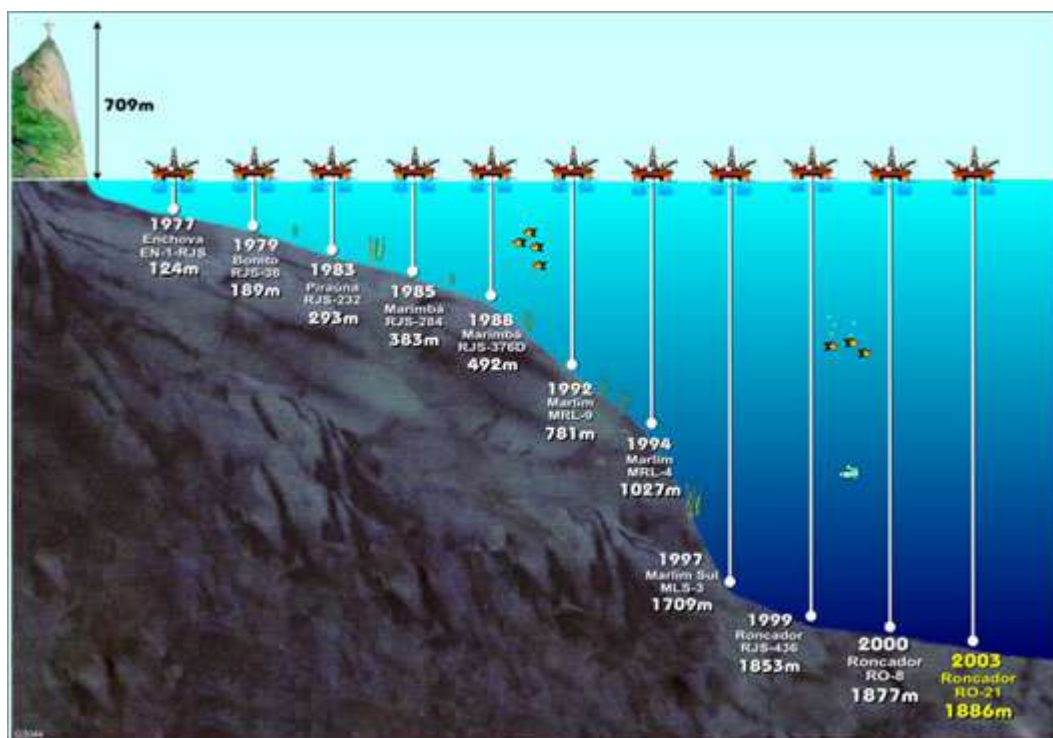
No Brasil, a primeira tentativa de se encontrar petróleo foi realizada em São Paulo, por Eugênio Ferreira de Camargo, em 1892. A primeira perfuração com profundidade de 488 metros jorrou somente água sulfurosa. Apenas, em 1939 que foi descoberto o óleo de Lobato na Bahia, a figura II.2 mostra uma foto do primeiro poço brasileiro. ([www.lenep.uenf.br](http://www.lenep.uenf.br), 15/04/2009)



**Figura II.2:** Poço de Lobato, primeiro poço perfurado no Brasil. ([www.terra.com.br](http://www.terra.com.br), 21/04/2009)

De acordo com Thomas (2001), a Petrobras foi criada em 1953 com o objetivo de monopolizar a exploração do petróleo no Brasil. Atualmente, a Petrobras está entre as maiores empresas petrolíferas do mundo. A produção de petróleo no Brasil cresceu de 750 m<sup>3</sup>/dia na época da criação da Petrobras para mais de 182.000 m<sup>3</sup>/dia no final dos anos 90, graças aos contínuos avanços tecnológicos de perfuração e produção na

plataforma continental, a figura II.3 é um gráfico que mostra a evolução da perfuração de petróleo em águas profundas no Brasil.



**Figura II.3:** Gráfico mostrando a evolução da perfuração do petróleo ([www.folhadesaopaulo.com.br](http://www.folhadesaopaulo.com.br), 21/04/2009)

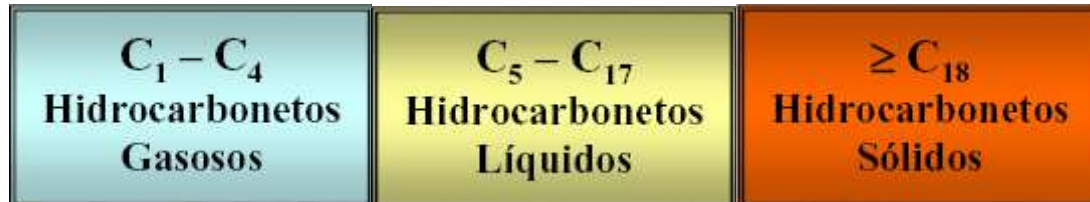
A partir de 06 de agosto de 1997, iniciou-se uma nova era na indústria de petróleo no Brasil através da aprovação da Lei 9.478 (Lei do Petróleo). O monopólio da Petrobras terminava e era criada a Agência Nacional do Petróleo (ANP). ([www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br), 21/04/2009)

## II. 2 - Características do Petróleo

Petróleo não é um material uniforme. Na verdade as composições químicas e físicas podem variar não apenas com a localização e a idade do campo petrolífero, mas também com a profundidade do poço. De fato, dois poços adjacentes podem produzir petróleo com diferentes características.

Com relação à base molecular, o petróleo é uma mistura complexa de hidrocarbonetos contendo em pequenas proporções, compostos orgânicos oxigenados, nitrogenados, sulfurados, organometálicos (particularmente vanádio, níquel, cobre e ferro), água, sais minerais e areia, sendo estes considerados impurezas. Aproximadamente, entre 50 a 90% do petróleo é constituído de hidrocarbonetos, sendo o restante constituído pelos compostos orgânicos citados acima. (RUDZINSKI, 2000)

O petróleo apresenta os mais diferentes pontos de ebulição, uma vez que a mistura de hidrocarbonetos envolve uma ampla gama de componentes, indo desde aqueles com baixos pontos de ebulição, que são gasosos à temperatura ambiente, até os de elevado ponto de ebulição, que são sólidos a essa temperatura. A mistura apresenta-se na forma líquida devido à predominância de compostos que se mantêm líquidos à temperatura ambiente e, assim, mantêm os compostos que seriam gasosos e sólidos em solução, a figura II.4 representa esquematicamente os estados físicos das cadeias de hidrocarbonetos.



**Figura II.4:**Esquema do estado físico das frações do petróleo. ([www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br), 18/05/2009)

No petróleo pode ocorrer a predominância de um tipo de hidrocarboneto sobre os demais. Este tipo predominante define a base do petróleo, como sendo parafínica, naftênica ou aromática.

De acordo com Rudzinski (2000), os petróleos parafínicos apresentam grandes porcentagens de hidrocarbonetos de cadeia aberta (parafínicos). Normalmente apresentam baixa densidade e alto ponto de fluidez, devido à presença de n-parafina.

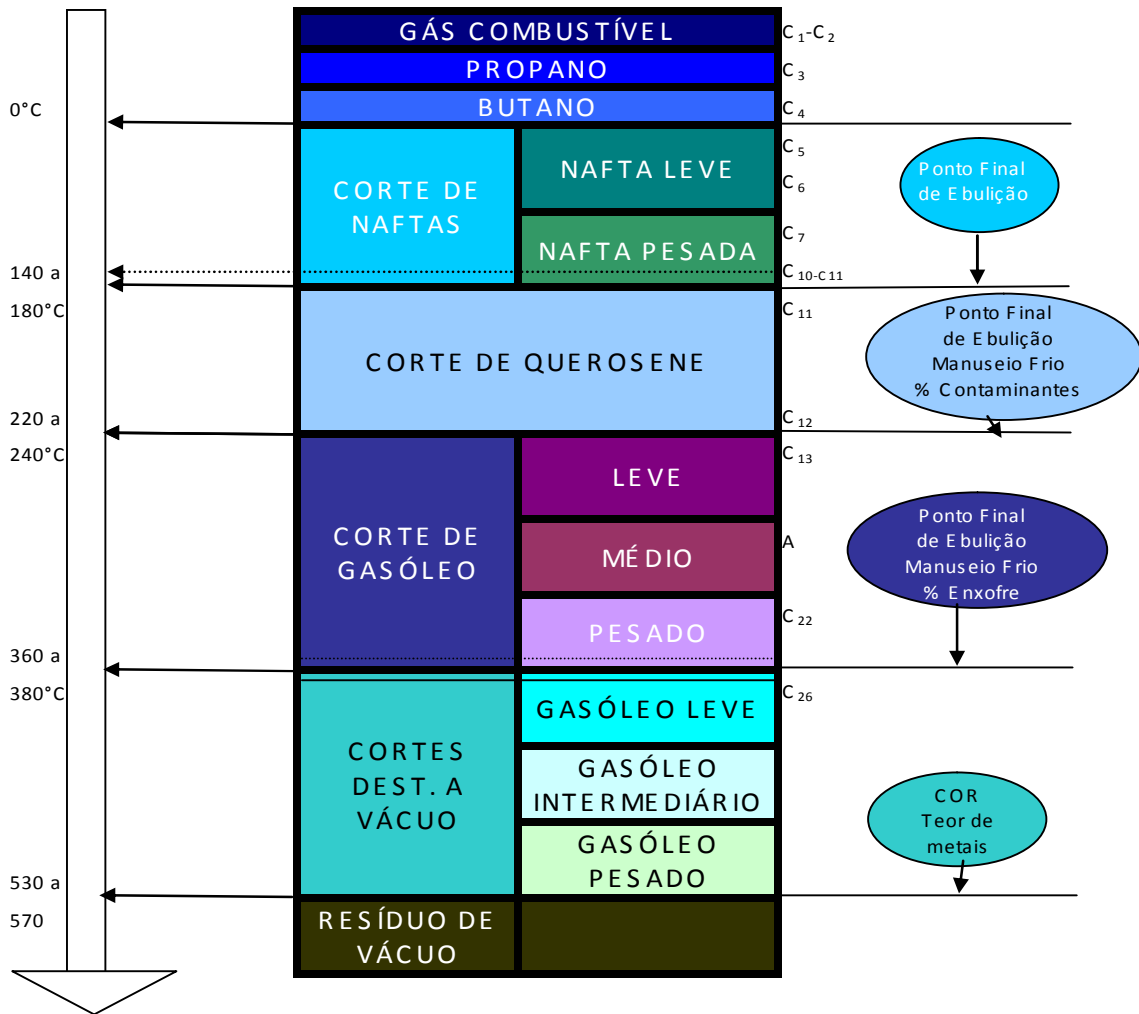
Os petróleos naftênicos, também conhecidos como asfálticos, apresentam teores maiores de hidrocarbonetos naftênicos e aromáticos do que em amostras de óleos parafínicos. São também os que apresentam em sua maior parte ciclo-alcanos.

Os petróleos aromáticos apresentam compostos aromáticos na faixa de benzeno, tolueno e xilenos, em quantidades apreciáveis.

Para que o potencial energético do petróleo seja melhor aproveitado, faz-se necessário o seu desdobramento em cortes de diversas faixas de ebulição, como mostrado na tabela II.1.

**Tabela II. 1:** Composição do petróleo e suas faixas de destilação ([www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br), 18/05/2009)

<b>FRAÇÃO</b>	<b>FAIXA DE DESLITAÇÃO</b>	<b>PRINCIPAIS APLICAÇÕES COMERCIAIS</b>
Gás combustível	Abaixo de -44	Gás combustível; matéria para petroquímica
Gás liquefeito do petróleo	-44 a 0	Combustível doméstico e industrial; Petroquímica
Nafta leve atmosférica	32 a 90	Gasolina; Petroquímica; Solventes
Nafta pesada atmosférica	90 a 190	Gasolina, Obtenção de aromáticos
Querosene	100 a 270	QI; QAV; Óleo diesel; detergentes
Gasóleo leve atmosférico	270 a 320	Óleo diesel; Aquecimento
Gasóleo pesado atmosférico	320 a 390	Óleo diesel; gasóleo petroquímico
Gasolina leve de vácuo	390 a 420	Lubrificantes; óleo diesel
Gasóleo pesado de vácuo	420 a 550	Carga de FCC; Lubrificantes
Resíduos de vácuo	Acima de 550	Óleo Combustível; lubrificantes; asfalto



**Figura II. 5:** Diagrama esquemático das composições do petróleo e suas faixas de destilação.

([www.anp.gov.br](http://www.anp.gov.br), 19/05/2009)

Portanto, o petróleo deve ser processado com o intuito de maximizar a obtenção dos produtos com alto valor comercial e de elevada qualidade. Com isso, fica evidente que o maior objetivo do refino é atingir as frações mais rentáveis com o menor custo operacional.

## II. 3 – Refino

A função da refinaria é converter o petróleo cru em produtos acabados que atendam o mercado, com alta eficiência.

Os métodos empregados variam de uma refinaria para outra, dependendo do petróleo cru que está sendo processado, da natureza e localização do mercado, do tipo de equipamentos utilizados e de outros fatores. Entretanto, por simplificação, será considerado que todos os processos de refino estão de acordo com as quatro categorias básicas apresentadas a seguir, segundo Abadie (1987).

A primeira categoria é o fracionamento ou destilação. É um método no qual os processos são de natureza física. A separação dos componentes é o primeiro processo no refino de petróleo e até hoje é o mais importante. Entretanto, como não é geralmente possível separar as misturas complexas de petróleo em componentes individuais, algumas misturas são segregadas em frações ou cortes, cada qual caracterizado em faixas de ponto de bolha com um controle cuidadoso.

A segunda categoria básica de processo é essencialmente de natureza química, consistindo em uma conversão ou transformação química dos cortes do petróleo em produtos com maior valor comercial. Existem diversas maneiras para isto ser realizado, mas todas se fundamentam na alteração da estrutura molecular dos componentes. No caso dos óleos pesados, as moléculas são craqueadas para formarem produtos mais leves. No caso dos produtos gasosos, estes devem ser polimerizados ou combinados para formarem produtos líquidos, que serão misturados à gasolina. O resultado destas transformações é a produção de misturas contendo novas variedades de hidrocarbonetos de maior valor comercial.

Todas as frações produzidas pelos processos mencionados acima apresentam constituintes indesejáveis ou impurezas. A terceira categoria básica é, portanto, o tratamento. Esta inclui a remoção e diminuição dos componentes indesejáveis. A remoção das impurezas, em alguns casos, é acompanhada de um tratamento físico. Como exemplo, pode-se citar o processo de fabricação do querosene, no qual enxofre e

certos hidrocarbonetos indesejáveis são removidos por extração, utilizando dióxido de enxofre líquido.

A quarta categoria básica está relacionada com a mistura dos cortes finais do petróleo em produtos comerciais, tais como gasolina, querosene, óleos lubrificantes e óleos combustíveis pesados. Esta muitas vezes é denominada de auxiliar.

Essas quatro categorias básicas englobam as operações fundamentais de uma refinaria. Todas as outras atividades são uma variação destas.

## **II. 4 - Processos de Separação**

Como foi apresentado anteriormente, o processo de refino se divide em quatro categorias básicas: Fracionamento, Conversão, tratamento e Auxiliar. No presente trabalho serão tratados essencialmente os processos de separação, que podem ser divididos em: Pré-aquecimento e Dessalinização, Destilação Atmosférica e Destilação a Vácuo.

### **- Pré-Aquecimento e Dessalinização:**

O sistema de pré-aquecimento, constituído por um conjunto de trocadores de calor em arranjos em série ou em paralelo, variando de unidade para unidade, permite uma elevada economia operacional, pois oferece a vantagem de aquecer a carga ao mesmo tempo em que se resfriam os produtos acabados que deixam a unidade.

O petróleo, após a primeira bateria de trocadores, passa pela dessalgadora (ou dessalinizadora) antes de ser enviado para a seção de fracionamento, para a remoção de sais, água e suspensão de partículas sólidas. Esses contaminantes, se não forem removidos do óleo cru, causam sérios danos a unidade de destilação, tais como corrosão acentuada nas torres de fracionamento, entupimentos e baixa eficiência de troca térmica nos trocadores de calor, formação de coque no interior dos tubos, entre outros.

No processo de dessalinização, água é misturada ao petróleo e um campo elétrico de corrente alternada como meio de demulsionamento é mantido. Isto resulta na coalescência das gotículas de água, formando-se assim gotas maiores que caem através do óleo cru para o fundo da dessalgadora, carregando dissolvidos os sais e sedimentos.

#### - Destilação Atmosférica

A carga, antes de ser enviada para a coluna atmosférica, é introduzida em fornos tubulares para que a temperatura requerida para um fracionamento eficaz seja atingida.

De acordo com Bombardelli *et al* (2005), a carga deve ser aquecida até um valor estipulado, não devendo ultrapassar uma temperatura limite, a partir da qual se tem início a decomposição das frações pesadas presentes no óleo bruto. Isto pode levar à deposição de coque nas regiões inferiores da torre, podendo causar diversos problemas operacionais. A máxima temperatura para se aquecer o petróleo, sem o perigo de decomposição térmica, é de aproximadamente 750°F (400°C).

O ponto de entrada da carga é a “zona de flash”, no qual a parte da corrente de petróleo constituída de frações vaporizadas vai em direção ao topo da coluna (seção de absorção), e a corrente líquida vai em direção ao fundo (seção de esgotamento).

Os pratos existentes no interior da torre permitem a separação do óleo cru em cortes pelo seu ponto de ebulição, pois as temperaturas vão decrescendo à medida que os pratos estão mais próximos do topo. O vapor que ascende a coluna troca calor e massa com o líquido existente em cada prato, ficando retidos os hidrocarbonetos com pontos de ebulição maiores ou iguais ao de determinado prato.

Os componentes mais leves da carga, que não se condensaram em nenhum prato, saem pelo topo sendo condensados em trocadores de calor fora da torre e recolhidos em um tambor de acúmulo. Desse tambor de acúmulo, uma parte retorna à torre como refluxo de topo e a outra parte é enviada para armazenamento ou alimentação de outro sistema.



Os produtos laterais da torre de destilação são o óleo diesel, o querosene e a nafta. Pelo topo saem vapores de nafta leve e GLP (gás liquefeito do petróleo), que são condensados fora da torre e posteriormente separados. O resíduo que deixa o fundo da coluna é conhecido como resíduo atmosférico (RAT).

Para unidades com grande capacidade de carga, utiliza-se uma torre de pré-fracionamento, que retira os cortes mais leves (GLP e nafta leve), permitindo assim um menor dimensionamento do sistema de destilação atmosférico.

#### - Destilação a Vácuo

O resíduo atmosférico é um corte de alto peso molecular e baixo valor comercial, sendo utilizado apenas como óleo combustível. Porém, apresenta frações de elevado potencial econômico que não podem ser separadas por meio da destilação usual, devido ao alto ponto de ebulição à pressão atmosférica e à impossibilidade de vaporizá-lo em face do limite de 750°F devido à decomposição térmica.

Com o abaixamento da pressão, os pontos de ebulição das frações também caem, uma vez que a temperatura de ebulição varia diretamente com a pressão.

A destilação a vácuo é utilizada em dois casos: produção de óleos lubrificantes ou produção de gasóleos para carga da unidade de craqueamento catalítico, sendo este segundo o relacionado ao projeto, a figura II.6 mostra uma coluna de destilação a vácuo.

O resíduo atmosférico passa pelos fornos antes de ser enviado para a torre de vácuo, para aumentar sua temperatura, respeitando a temperatura limite inicial de decomposição térmica (750°F).

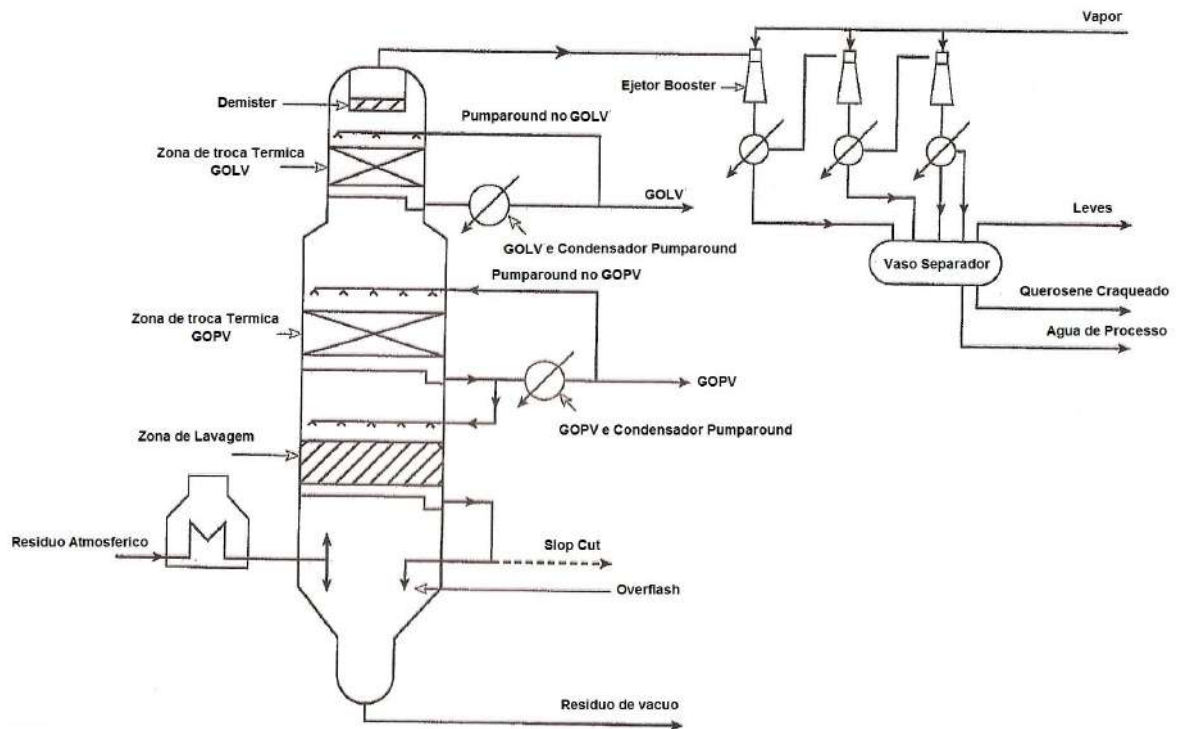
A carga, após deixar os fornos, entra na zona de flash, na qual a pressão é em torno de 2 psia, o que provoca a vaporização de boa parte da carga. Quanto mais baixas forem as pressões atingidas, melhores serão as condições de fracionamento.



**Figura II.6:** Coluna de vácuo da indústria petroquímica. ([www.labvirtual.eq.uc.pt](http://www.labvirtual.eq.uc.pt), 02/07/2009)

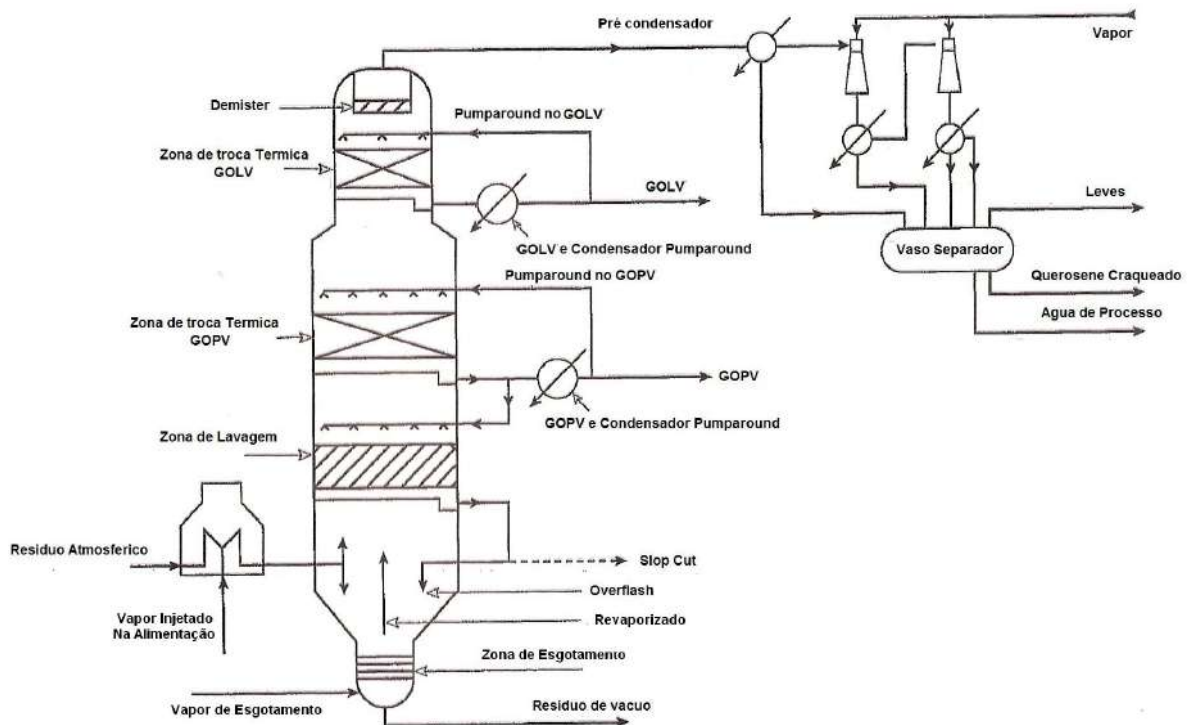
Diversas tecnologias foram e continuam sendo implementadas, com ou sem o vapor utilizado, para a diminuição da pressão parcial dos hidrocarbonetos. Com isso, podem-se destacar três tipos de destilação a vácuo:

- Destilação a vácuo "seca": Não há injeção de vapor, precisando ser operada a uma pressão muito baixa, na ordem de 10 a 15 mmHg no topo, e requer o uso de um ejetor "booster" antes do primeiro condensador, como mostrado na figura II.7.



**Figura II.7:** Fluxograma da coluna a vácuo seca (Wauquier, 2000)

- Destilação a vácuo “úmida”: Ocorre a injeção de vapor na alimentação do forno e arraste de vapor no fundo da coluna, com objetivo de diminuir a pressão parcial dos hidrocarbonetos e minimizar o coqueamento da carga. A pressão total da coluna na ordem de 40 a 60 mmHg no topo. Um pré-condensador é utilizado antes do sistema de vácuo, conforme mostrado na figura II.8.



**Figura II.8:** Fluxograma da coluna a vácuo “úmida” (Wauquier, 2000)

- Destilação a vácuo “semi-úmida”: O vapor é injetado apenas no fundo da coluna. O uso de um ejetor (chamado ejetor “booster”) normalmente é necessário. Esse está localizado à montante do primeiro condensador de topo, e fornece ao processo uma pressão alta o suficiente para permitir condensação.

A torre de vácuo apresenta um grande diâmetro, pois o volume ocupado pelo vapor em pressões reduzidas é maior do que em pressões atmosféricas.

Os produtos laterais são o gasóleo leve (GOL) e o gasóleo pesado (GOP). O gasóleo leve é um produto ligeiramente mais pesado que o óleo diesel e o gasóleo pesado é um produto muito utilizado como carga para unidades de craqueamento catalítico ou pirólise.

Não existe retirada de produto de topo, saindo apenas vapor d’água, hidrocarbonetos leves e uma pequena quantidade de ar proveniente de vazamentos nos equipamentos.

O produto residual é o resíduo de vácuo, que apresenta elevadíssimo peso molecular e razoáveis concentrações de impurezas. Pode ser vendido como óleo combustível ou asfalto.

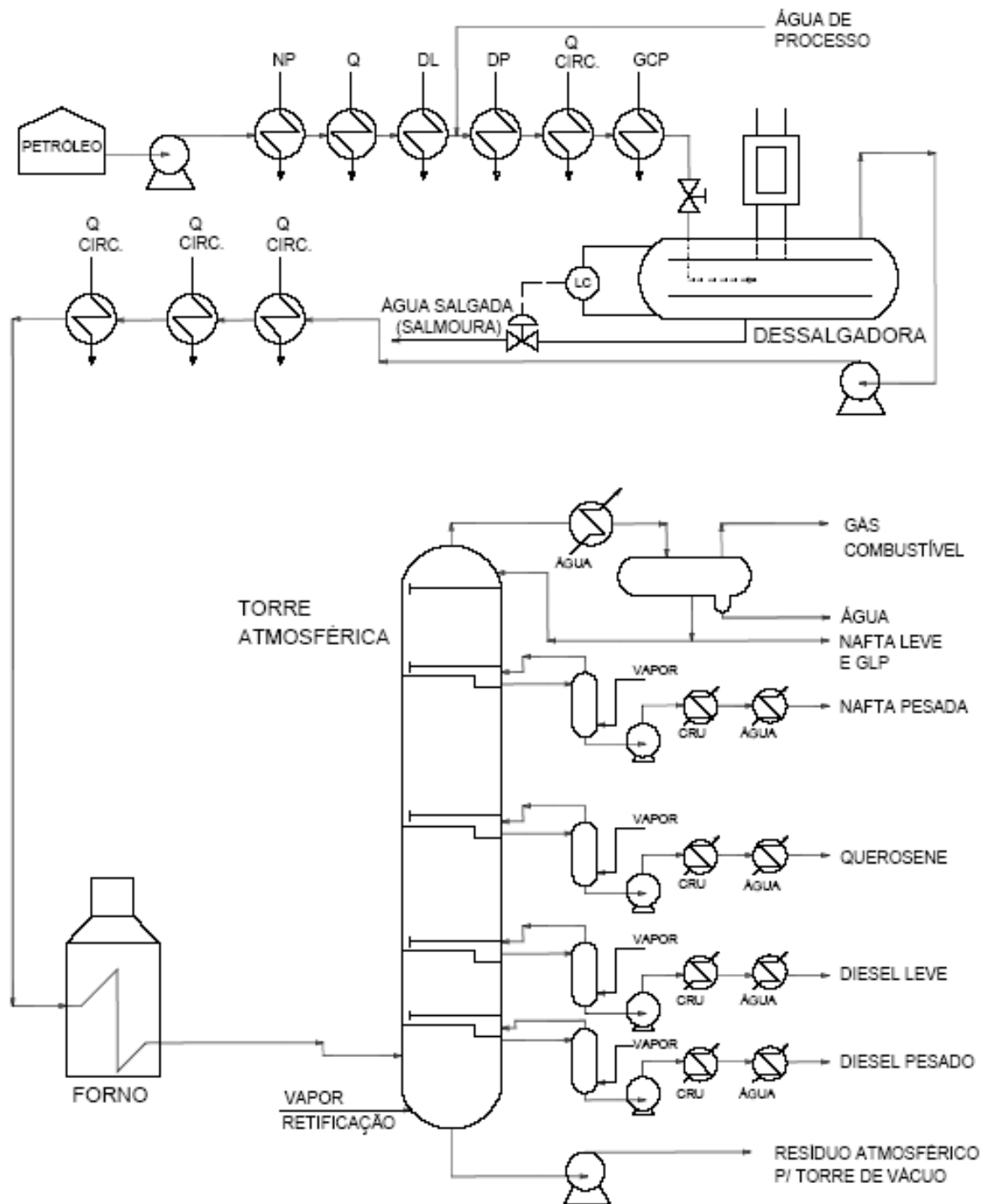


Figura II.9: Fracionamento Atmosférico (Abadie, 1987)

## **II. 5 – Internos de Torre**

Internos de torres são os dispositivos colocados no interior das torres de separação que são responsáveis pelo contato gás-líquido, possibilitando o fracionamento em componentes de maior valor agregado. Os principais internos empregados para a separação dos produtos são os pratos e os recheios.

Os pratos são usados desde o século XIX, sendo os primeiros tipos com borbulhadores. Porém, estes vêm entrando em considerável desuso hoje em dia, sendo substituídos pelos pratos perfurados e valvulados.

Os pratos perfurados passaram a ser empregados com maior frequência desde o ano de 1950, devido a sua baixa perda de carga e o seu preço relativamente baixo. Já os pratos valvulados são os mais flexíveis, sobrepondo as faixas de aplicação dos pratos com borbulhadores e perfurados. Atualmente quase todos os projetos de torres de fracionamento utilizam pratos valvulados ou perfurados. (CALDAS *et al*, 2003)

As primeiras torres recheadas ocorreram no ano de 1820, com a utilização de bolas de vidro em alambiques de álcool. Em meados do século XIX obteve-se sucesso com o emprego de elementos esféricos, porém visando-se a redução de custos, formas não uniforme passaram a ser utilizadas. E durante os anos 60, os recheios estruturados foram desenvolvidos, obtendo-se grande desempenho.

### **II. 5.1 – Pratos**

A transferência de massa nos pratos ocorre através das gotas ou bolhas formadas pela passagem do vapor dentro da fase líquida. Este contato ocorre devido ao downcomer, que é uma espécie de tubo ou chapa junto ao costado da torre que leva o líquido de um prato superior ao inferior.

Quando o líquido chega ao prato e entra em contato com o vapor que passa através dos furos ocorre a formação de uma espuma. Esta espuma percorre o prato, sendo que no downcomer ela é desfeita e somente o líquido desaerado passa para o prato

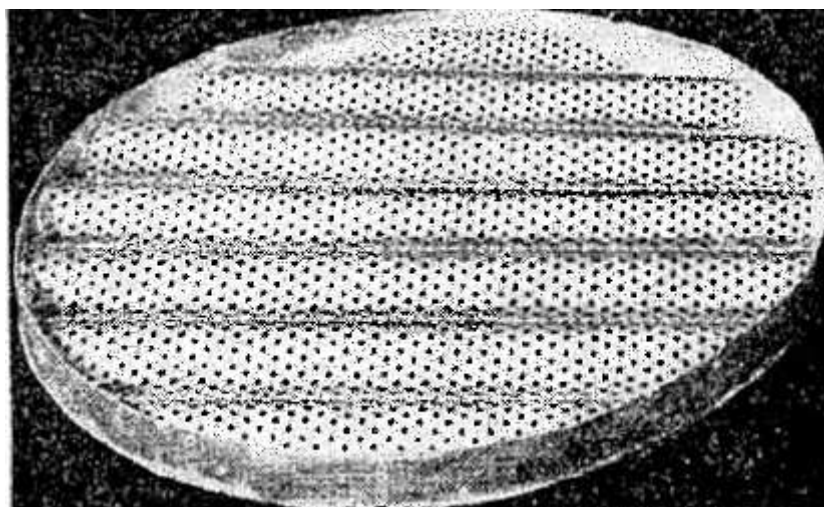
inferior. Acima da bandeja a espuma coalesce em gotas, e o vapor, praticamente sem líquido, continua para o prato superior.

Estes pratos com downcomer reservam parte da área transversal da coluna para a descida do líquido ao prato inferior, por gravidade. O contato gás-líquido é promovido na área restante e o nível do líquido é mantido por dispositivos denominados vertedores.

Os pratos sem downcomer são geralmente planos e apresentam furos por onde passam o líquido e o vapor, com fluxo constante e em contracorrente. Seu custo é relativamente baixo, porém o contato gás-líquido não apresenta um bom desempenho e por isso seu uso ainda é limitado.

No caso da destilação a vácuo, a perda de carga no interior da coluna tem que ser baixa, por isso os pratos mais utilizados são os perfurados, uma vez que apresentam tal característica. Dois tipos existem, os pratos perfurados sem downcomer e os pratos com downcomer, denominados “Jet Trays”.

Os pratos perfurados sem downcomer são placas planas com furos circulares em arranjo triangular equilateral com o vapor e o líquido escoado de modo aleatório pelos furos. Sua capacidade é semelhante à de um prato perfurado com downcomer, mas sua aplicação é restrita, sendo utilizados em sistemas que contém cristais ou pequenos sólidos em suspensão, ou ainda em materiais que polimerizam.



**Figura II.10:** Prato Perfurado sem Downcomer (CALDAS *et al*, 2003)

Nos “Jet Trays” o movimento do vapor auxilia o movimento do líquido através do prato. Sempre que possível eliminam-se os vertedores, por meio de uma adoção de uma queda de pressão mínima, aumentando com isso a capacidade. Não devem ser usados em sistemas que apresentam um tempo de contato grande, quando a vazão de líquido é inferior a 12 m<sup>3</sup>/h e em torres menores que 1,5 m de diâmetro.

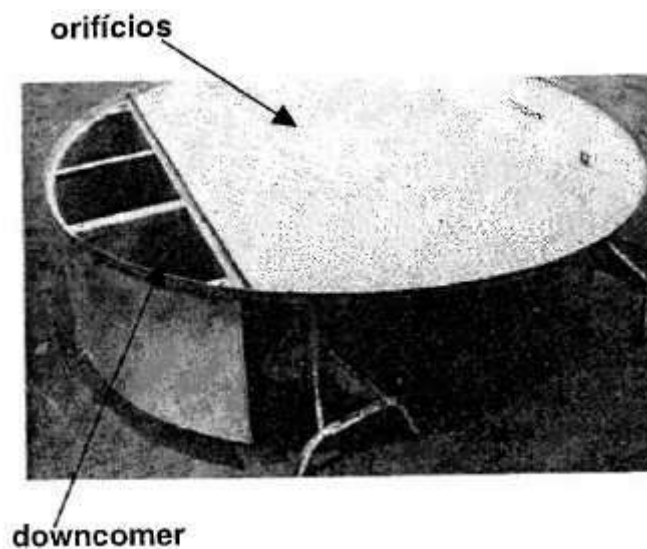


Figura II.11: Prato Perfurado com Downcomer (CALDAS *et al*, 2003)

## II. 5.1 – Recheios

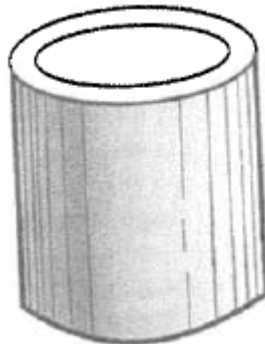
Nas torres recheadas, um distribuidor de líquidos dispersa a fase líquida no topo do recheio, que escoam na forma de um filme na superfície desses elementos. Esses elementos ocupam a seção transversal da torre, formando um leito poroso através do qual o líquido e o gás escoam em contra corrente de maneira contínua. Os tipos de recheios mais utilizados são os recheios randômicos e os recheios estruturados.

Existem vários tipos de recheios randômicos, tais como Anel de Raschig, Sela de Berl, Sela Intalox, Anel Pall, entre outros, cada um com suas características e propriedades.

O Anel de Raschig é o recheio de alta eficiência mais antigo, disponível normalmente em cerâmica e metal e com um formato similar a um cilindro oco. É o



recheio mais robusto devido à sua forma, sendo recomendado nos casos de vibração severa ou possibilidade de pancadas. (CALDAS *et al*, 2003)



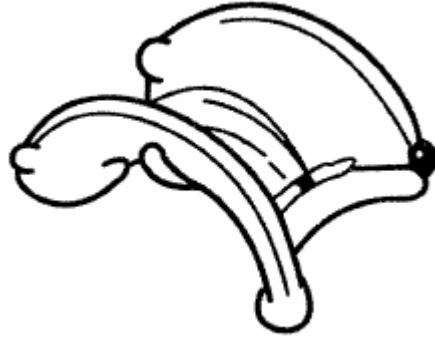
**Figura II.12** : Esquema do Anel de Raschig (CALDAS *et al*, 2003)

O segundo recheio mais antigo é a Sela de Berl, que são normalmente disponíveis em metal e plástico. Juntamente com os Anéis de Raschig vem entrando em desuso, uma vez que suas vantagens sobre os outros recheios não foram suficientes para a criação de um mercado viável.



**Figura II.13** : Esquema da Sela de Berl (CALDAS *et al*, 2003)

A Sela Intalox, criada nos inícios dos anos 50, foi considerado uma nova versão da Sela de Berl. São mais vantajosos economicamente, já que a sua forma possibilita a sua produção com materiais cerâmicos ou plásticos. São normalmente recomendadas para a destilação de sistemas corrosivos ou temperaturas muito elevadas.



**Figura II.14** : Esquema da Sela Intalox (CALDAS *et al*, 2003)

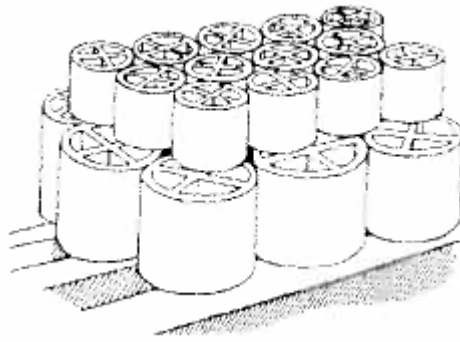
O Anel Pall apresenta o maior melhoramento feito nos Anéis de Raschig e é o recheio mais utilizado em destilação, sendo disponível em metal ou plástico. Apresenta uma alta eficiência, com grande flexibilidade e capacidade, além de vantagens econômicas de fabricação, devido a sua espessura ser inferior ao Anel de Raschig.



**Figura II.15** : Esquema do Anel Pall (CALDAS *et al*, 2003)

Os recheios estruturados são todos aqueles colocados de uma forma ordenada nas torres, podendo ser divididos em dois grupos: os tradicionais e os de alta eficiência.

Os recheios estruturados tradicionais correspondem aos recheios randômicos ordenados no interior da coluna, conforme figura II.16. Devem ser arrumados de uma forma organizada para apresentarem um bom desempenho com uma baixa perda de carga.



**Figura II.16** : Esquema dos Recheios Estruturados (CALDAS *et al*, 2003)

Os recheios estruturados de alta eficiência apresentam como principal característica uma baixíssima perda de carga associada a uma alta taxa de transferência de massa.

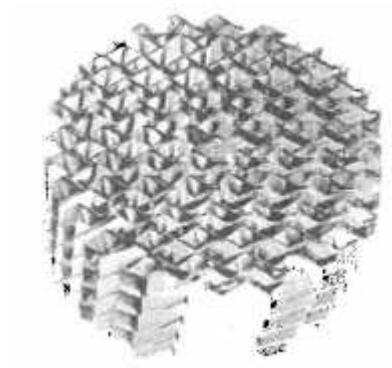
Esta alta taxa de transferência é em decorrência do molhamento praticamente completo de sua superfície, proporcionando elevadas áreas interfaciais de transferência no mesmo. E a baixa perda de carga ocorre devido a ausência quase completa do arraste do líquido e do fator de forma desses recheios. Alguns exemplos desses recheios estão especificados nas figuras abaixo.



**Figura II.17**: Recheio Neo-Kloss (CALDAS *et al*, 2003)



**Figura II.18**: Recheio Hyperfil (CALDAS *et al*, 2003)



**Figura II.19** : Recheio Gempak (CALDAS *et al*, 2003)

# CAPÍTULO III

## III – Modelagem Termodinâmica

### III. 1 – Equações de Estado Cúbicas

De acordo com SMITH *et al* (2005), o termo “equações de estado cúbicas” aplica-se a equações empíricas que, quando expandidas, contêm termos elevados à terceira potência.

As equações polinomiais cúbicas no volume molar apresentam um compromisso entre generalidade e simplicidade que é adequado a muitas aplicações. As equações cúbicas são, na realidade, as equações mais simples capazes de representar o comportamento tanto de líquidos quanto de vapores.

Equações de estado cúbicas como Soave-Redlich-Kwong e Peng-Robinson vêm sendo utilizadas na modelagem de misturas de hidrocarbonetos. As equações polinomiais cúbicas no volume molar apresentam um compromisso entre generalidade e simplicidade que é adequado a muitas aplicações. As equações cúbicas são, na realidade, as equações mais simples capazes de representar o comportamento tanto de líquidos quanto de vapores.

As equações de estado cúbicas possuem dois parâmetros, e podem ser escritas de uma forma generalizada como:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + uV + wV^2} \quad (1)$$

Uma forma completamente equivalente, expandida em termos do fator de compressibilidade, é

$$Z^3 - (1 + B - uB)Z^2 + (A + wB^2 - uB - uB^2)Z - AB - wB^2 - wB^3 = 0 \quad (2)$$

$$A = \frac{aP}{R^2T^2} \quad (3)$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

(4)

A equação (1) contém dois termos; o primeiro termo é identificado como as forças repulsivas entre as moléculas, e o parâmetro  $b$ , é uma medida do tamanho da molécula; o segundo termo é identificado como o termo atrativo, e o parâmetro  $a$ , fornece uma medida das forças de atração intermoleculares.

Com a equação geral (1) é possível escrever quatro equações cúbicas bem conhecidas, variando as constantes  $u$  e  $w$ : Van der Waals (1873), Redlich-Kwong (1949), Soave-Redlich-Kwong (1972) e Peng-Robinson (1976), como aparece na tabela III.1:

**Tabela III. 1:** Constantes de equações cúbicas

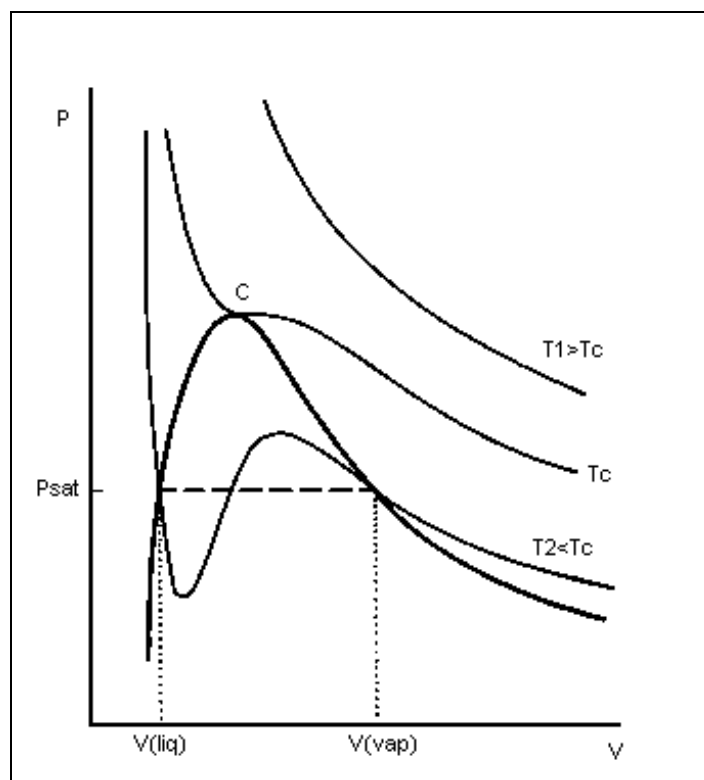
<b>Equação</b>	<b>u</b>	<b>w</b>	<b>b</b>	<b>a</b>
Van der Waals	0	0	$\frac{RT_c}{8P_c}$	$\frac{27 R^2 T_c^2}{64 P_c}$
Redlich-Kwong	1	0	$\frac{0.08664RT_c}{P_c}$	$\frac{0.42748R^2 T_c^{2.5}}{P_c \sqrt{T}}$
Soave-Redlich-Kwong	1	0	$\frac{0.08664RT_c}{P_c}$	$\frac{0.42748R^2 T_c^2 \alpha(T)}{P_c}$
Peng-Robinson	2	-1	$\frac{0.07780RT_c}{P_c}$	$\frac{0.45724R^2 T_c^2 \alpha(T)}{P_c}$

Analisando a forma das equações, vemos que são muito semelhantes. O termo repulsivo fica praticamente inalterado, mudando apenas a constante numérica, enquanto aparecem algumas modificações no termo atrativo, sobre tudo na sua dependência com a temperatura.

A equação de Van der Waals não tem qualquer dependência com a temperatura, o que significa que as forças atrativas intermoleculares não variam com a temperatura. A equação de Redlich-Kwong, que durante muitos anos foi a equação mais usada em cálculos reais de engenharia, representou um enorme avanço sobre a equação de Van

der Waals, justamente por apresentar o termo  $\sqrt{T}$  no denominador. Posteriormente a dependência com a temperatura passou a ser representada por termos mais sofisticados, representados pelo fator  $\alpha(T)$ .

A figura III. 1 é um diagrama PV esquemático, três isotermas. A linha mais forte representa a curva dos estados de líquido saturado e de vapor saturado. Para a isoterma  $T_1 > T_c$ , a pressão é uma função decrescente com o aumento do volume molar. A isoterma crítica ( $T_c$ ) possui uma inflexão com C, característica do ponto crítico. Para a isoterma  $T_2 < T_c$ , na região do líquido, a pressão decresce rapidamente com o aumento do volume; após cruzar a linha do líquido saturado, ela vai até um mínimo, cresce até um máximo e então decresce, cruzando a linha de vapor saturado e continuando na região do vapor.



**Figura III. 1:** Isotermas fornecidas por uma equação de estado cúbica. (SMITH *et al*, 2005)

## CAPÍTULO IV

### IV - Caracterização

#### IV.1 - Caracterização do Resíduo de Vácuo e Gasóleo Pesado

A complexa mistura de diferentes hidrocarbonetos saturados e aromáticos e a grande heterogeneidade da constituição química do petróleo torna difícil e caro os procedimentos analíticos para a sua caracterização físico-química e de seus derivados. Logo, a maioria dos simuladores de processo utiliza métodos estimativos, que baseiam-se na viscosidade para descrever o petróleo e suas frações.

As propriedades dos hidrocarbonetos leves até o hexano são conhecidas, o que torna fácil a sua obtenção por análises comuns. Para os componentes mais pesados, a partir do heptano, trabalha-se com frações para a representação destes em função da complexidade dos métodos analíticos que proporcionam as informações necessárias.

O método de caracterização do petróleo no programa UNISYM converte as análises dos ensaios de laboratório dos condensados, óleos crus, cortes do petróleo em uma série de componentes hipotéticos discretos. Esses pseudocomponentes do petróleo fornecem uma base para prever as propriedades termodinâmicas necessárias para o modelo do fluido.

O programa produz um conjunto de propriedades físicas e críticas para os pseudocomponentes do petróleo a partir de um conjunto mínimo de informações. Entretanto, quanto mais informações sobre o fluido puderem ser especificadas, mais acuradas serão as propriedades e melhor será previsto pelo UNISYM, o comportamento do fluido.

De acordo com a apostila da AspenTech (2005), uma volatilidade precisa é fundamental para a representação do fluido de petróleo na simulação do processo. O programa UNISYM apresenta procedimentos padrões de ensaios analíticos de laboratórios:



➤ **Ponto de Ebulição Verdadeiro (PEV):** Os petróleos são avaliados em função do ensaio de destilação denominado de Ponto de Ebulição Verdadeiro (PEV), que permite uma separação do óleo cru em cortes ou frações de acordo com suas temperaturas de ebulição. A partir da curva PEV, gerada em função da temperatura versus a porcentagem de destilado, é possível estimar os rendimentos dos produtos que serão obtidos no refino.

➤ **ASTM D86:** Este método geralmente é utilizado para frações leves e médias do petróleo. Cobre os produtos da destilação atmosférica, sendo designados para a análise dos combustíveis destilados tais como, gasolinas, querosenes, entre outros e não aplicáveis aos produtos contendo quantidades apreciáveis de resíduos. Os resultados são apresentados em gráficos de temperatura de ebulição versus volume recolhido.

➤ **ASTM D1160:** Este método é geralmente usado para frações pesadas do petróleo. Cobre a determinação, em pressões reduzidas, das faixas dos pontos de bolha dos produtos do petróleo, que são vaporizados parcialmente ou completamente em uma temperatura máxima do líquido de 400°C. Os resultados são apresentados em gráficos de temperatura de ebulição versus volume recolhido, fornecidas a pressões atmosféricas, ou corrigidas para condições a vácuo.

➤ **ASTM D86\_D1160:** É uma combinação dos métodos de destilação ASTM D86 e D1160.

➤ **ASTM D2887:** Simulação da destilação baseada em uma cromatografia gasosa, que reproduz um método de análise aos cortes de petróleo. É aplicável a misturas que apresentam faixas de ebulição menores que 500°C e maiores que 50°C. Os resultados são apresentados em forma de curvas que indicam a temperatura como função da porcentagem destilada em peso, sendo equivalente aos resultados da destilação PEV.

➤ **EFV (Equilibrium Flash Vaporization):** Envolve uma série de experimentos a pressões atmosféricas constantes, onde o vapor total está em equilíbrio com o líquido que não foi vaporizado. Nas destilações EFV, um número de separações

flash é representado graficamente em curvas de equilíbrio líquido-vapor. Cada ponto na curva representa um experimento realizado na mesma mistura de alimentação.

➤ **Análise Cromatográfica:** É uma análise cromatográfica gasosa de uma amostra de óleo completamente vaporizada, de um grupo de hidrocarbonetos parafínicos, aromáticos e naftênicos de C6 a C30.

As amostras utilizadas para a análise foram o Gasóleo Pesado e o Resíduo de Vácuo, apresentando 19,92°API e 11,82°API, respectivamente. Nas tabelas IV.1, IV.2 e IV.3, encontram-se algumas características destas amostras, bem como sua curva de destilação PEV.

**Tabela IV. 1:** Propriedades de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades do Gasóleo Pesado</b>	
° API	19,92
Densidade (Kg/m <sup>3</sup> )	713,7
Peso Molecular	297,6

**Tabela IV. 2 :** Propriedades do Resíduo de Vácuo

<b>Propriedades do Resíduo de Vácuo</b>	
° API	11,82
Densidade (Kg/m <sup>3</sup> )	745,6
Peso Molecular	637,7

**Tabela IV. 3:** Curva de Destilação PEV

<b>Curva PEV do Resíduo de Vácuo</b>		<b>Curva PEV do Gasóleo Pesado</b>	
%mássica	T(°C)	%mássica	T(°C)
PIE	506	PIE	287
5 – 10	544 / 557	5 – 10	301 / 319
20 – 30	573 / 586	20 – 30	332 / 345
40 – 50	597 / 609	40 – 50	359 / 379
60 – 70	621 / 635	60 – 70	398 / 407
80 - 90	652 / 678	80 - 90	427 / 438
95 - PFE	699 / 736	95 - PFE	443

A caracterização da fração pesada foi realizada através da divisão do óleo cru em cortes com diferentes faixas de temperatura, pois na prática uma análise completa da amostra de petróleo não é realizável. Por isso, aproxima-se a composição do óleo pela curva do Ponto de Ebulição Verdadeiro (PEV), definindo-se um número de pseudocomponentes como sendo representativos da composição de cada faixa.

O número de pseudocomponentes que caracterizam a mistura é definido pelos elementos cujo ponto de bolha se encontra numa faixa de temperatura. Esta definição por faixa de temperatura pode ser observada a seguir (Wauquier, 2000):

- Gerar um pseudocomponente para cada intervalo de 10°C, para frações leves com ponto de bolha inferiores a 200°C;
- Gerar um pseudocomponente para cada intervalo de 15°C, para frações com ponto de bolha entre 200 e 400°C;
- Gerar um pseudocomponente para cada intervalo de 20°C, para frações com pontos de bolha entre 400 e 600°C;
- Gerar pseudocomponentes para cada intervalo de 30°C, para frações com pontos de bolha superior a 600°C.

Logo, para a realização da curva de destilação PEV do gasóleo pesado, foram definidos oito pseudocomponentes com ponto de ebulição até 400°C e três pseudocomponentes com ponto de ebulição superior a 400°C.

Para o resíduo de vácuo foram definidos seis pseudocomponentes com ponto de ebulição até 600°C e cinco pseudocomponentes com ponto de ebulição superior a 600°C.

Os dados da curva de destilação PEV, bem como as propriedades referentes ao resíduo de vácuo e o gasóleo pesado foram inseridos no programa UNISYM. Com isso foram gerados pseudocomponentes para cada faixa de temperatura, como mostrado na tabela IV.4.

**Tabela IV. 4:** Pseudocomponentes do Gasóleo Pesado e suas propriedades

<b>Pseudocomponentes</b>	<b>Ponto de Bolha (°C)</b>	<b>Massa Molar</b>	<b>Densidade (kg/m<sup>3</sup>)</b>
NBP[0]293*	292.95	222.96	890.78
NBP[0]308*	307.77	235.43	898.07
NBP[0]322*	322.18	251.11	906.81
NBP[0]335*	334.90	262.80	913.09
NBP[0]350*	349.69	276.79	920.45
NBP[0]364*	363.58	289.27	926.96
NBP[0]378*	377.99	302.33	933.85
NBP[0]393*	392.79	315.26	941.00
NBP[0]404*	404.12	329.62	946.80
NBP[0]420*	420.18	347.76	953.66
NBP[0]438*	438.09	370.48	962.31

**Tabela IV. 5:** Pseudocomponentes do Resíduo de Vácuo e suas propriedades

<b>Pseudocomponentes</b>	<b>Ponto de Bolha (°C)</b>	<b>Massa Molar</b>	<b>Densidade (kg/m<sup>3</sup>)</b>
NBP[1]517*	517.0198608	501.0226135	947.4776611
NBP[1]539*	539.2303101	530.1837769	956.2992554
NBP[1]560*	559.5819946	563.2938232	965.7747192
NBP[1]579*	579.3581787	592.3342896	973.5272217
NBP[1]599*	599.1155029	622.772583	981.0554199
NBP[1]620*	619.7116943	656.5498657	988.7036743
NBP[1]640*	640.2390381	689.4470215	996.1170044
NBP[1]661*	660.5749146	720.4881592	1003.196899
NBP[1]682*	681.6452881	752.1183472	1010.290771
NBP[1]702*	702.4598022	781.8150024	1016.866089
NBP[1]724*	724.3196045	812.5018311	1023.600464

O gráfico das figuras IV.1 e IV.2 compara os dados da curva de destilação PEV calculados pelo simulador, fornecidos a partir das caracterizações experimentais do gasóleo pesado e resíduo de vácuo. Pode-se observar que a caracterização realizada pelo UNISYM foi eficaz devido à similaridade entre as curvas.

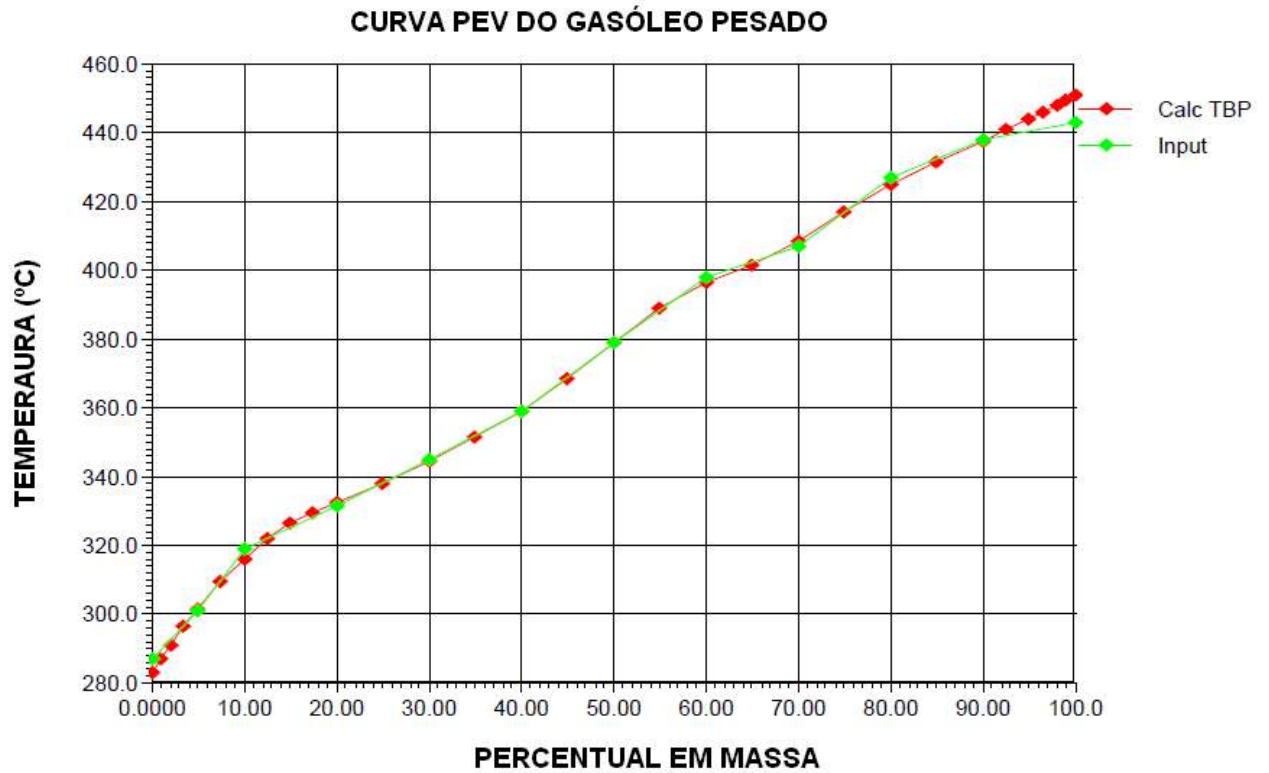


Figura IV. 1: Curva de destilação PEV do Gasóleo Pesado

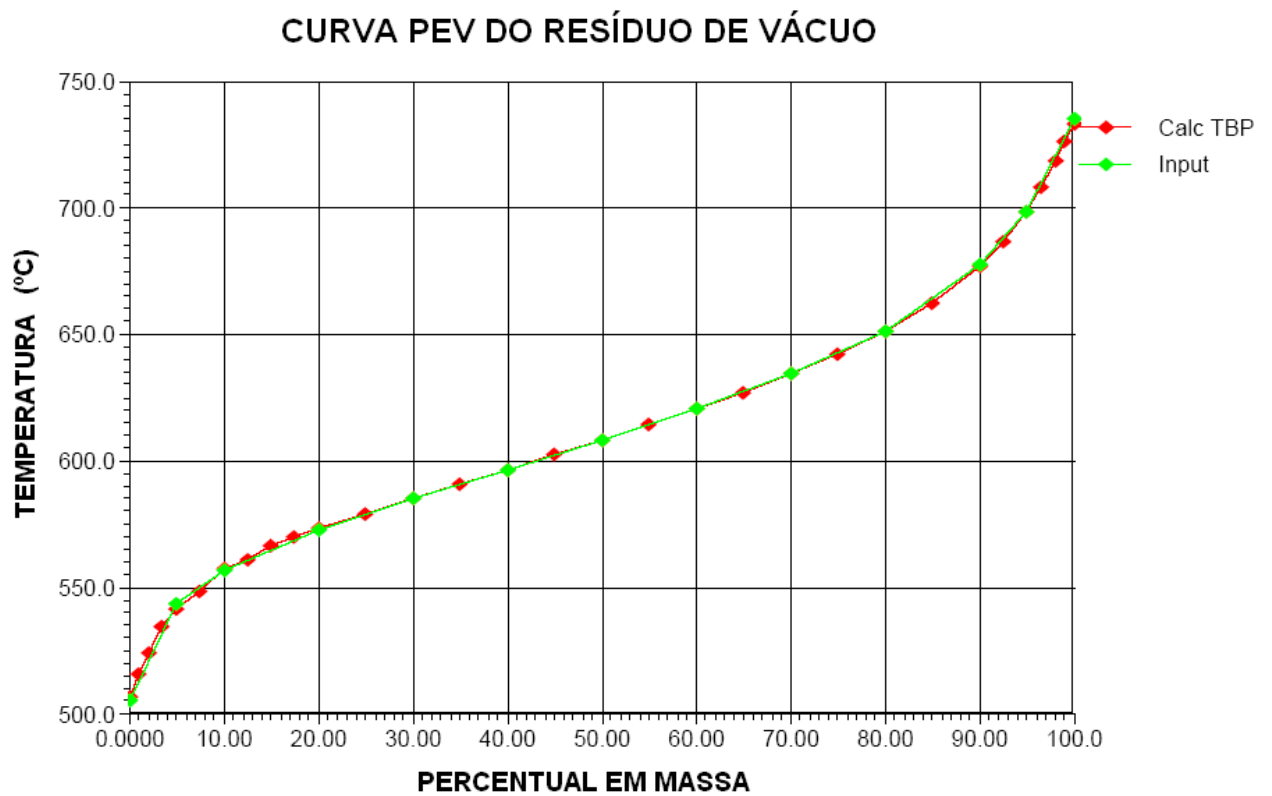
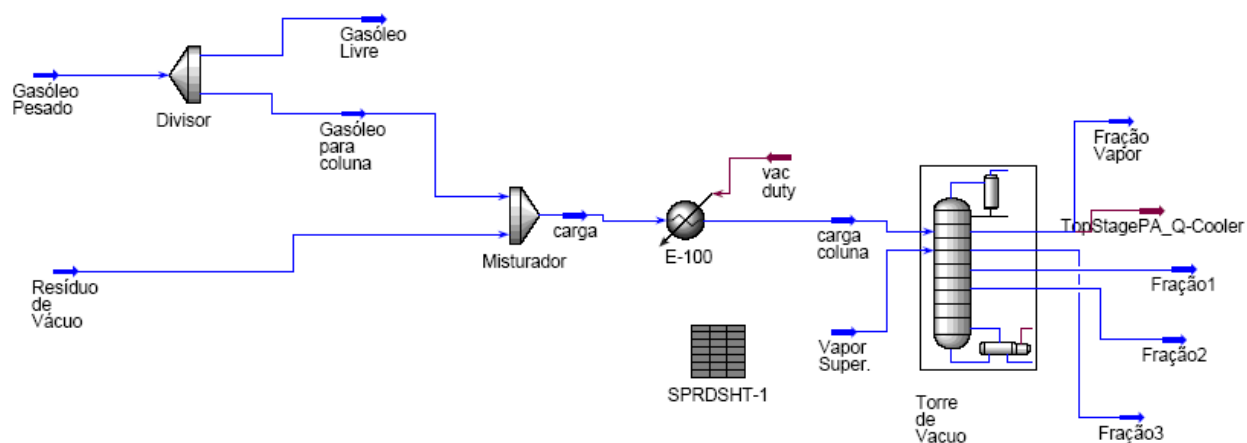


Figura IV. 2: Curva de destilação PEV do Resíduo de Vácuo

# CAPÍTULO V

## V - Simulação

As simulações consistem na mistura do resíduo de vácuo com frações de 10%, 30% e 50% do gasóleo pesado provenientes de unidades de destilação a vácuo de refinarias. Esta mistura entra em uma nova coluna de destilação, com condições operacionais específicas para o fracionamento de produtos de maior valor agregado. O fluxograma proposto está apresentado na figura V.1.



**Figura V.1** : Fluxograma da Simulação da Coluna de destilação

Diversos programas voltados para a simulação de processos existem no mercado. Para esta simulação, o programa escolhido foi o UNYSIM.

### V. 1 – Simulação da Coluna de Vácuo.

As frações pesadas da unidade de destilação a vácuo, resíduo e gasóleo pesado, seguem para a coluna de fracionamento para a realização da destilação destas a pressão reduzida.

As condições das correntes de gasóleo pesado e resíduo de vácuo estão especificadas na tabela V.1:

**Tabela V.1:** Condições Operacionais das cargas de Gasóleo Pesado e Resíduo de Vácuo

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Gasóleo Pesado</b>	<b>Resíduo de Vácuo</b>
Temperatura (°C)	328.6	379.3
Pressão (kPa)	66.64	3.288
Vazão Mássica (kg/h)	64340	170100
Condição Térmica ( $\beta$ )	0	0
°API	19.92	11.82

O gasóleo pesado passa por um divisor, que é um equipamento que separa a corrente em frações determinadas, mas mantendo as condições operacionais, sendo uma determinada fração levada para o misturador de correntes e a outra restante utilizada na petroquímica.

**Tabela V.2:** Vazão mássica das frações da carga de Gasóleo para a coluna

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Gasól. Pesado para a Coluna</b>	<b>Gasól. Pesado para a Coluna</b>	<b>Gasól. Pesado para a Coluna</b>
<b>Simulações</b>	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
Vazão Mássica (kg/h)	6899	22520	32170

A corrente proveniente do divisor, denominada “Gasóleo para a coluna” e o resíduo de vácuo entram no misturador. A corrente de saída, denominada “Carga”, apresenta uma redução da sua viscosidade, demonstrada pelo seu °API, conforme apresentado na tabela V.3:

**Tabela V.3:** Condições Operacionais da corrente Carga que entra no trocador

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Carga</b>		
<b>Simulações</b>	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
Temperatura(°C)	375,00	364,20	358.90
Pressão (kPa)	3,29	3,29	3.29
Vazão Mássica (kg/h)	176600	192700	202300
Condição Térmica ( $\beta$ )	0,06	0,22	0.29
°API	12,84	14,65	15.39

Esta corrente passa por um trocador de calor que fornece energia, aquecendo-a, seguindo então para a coluna de destilação:

**Tabela V.4:** Condições Operacionais da corrente Carga Coluna de entrada na torre de destilação.

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Carga Coluna</b>		
	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
<b>Simulações</b>			
Temperatura(°C)	486,50	467,60	456,30
Pressão (kPa)	12,75	12,75	12,75
Vazão Mássica (kg/h)	176600	192700	202300
Condição Térmica ( $\beta$ )	0,50	0,50	0,50
°API	12,84	14,65	15,39

Esta corrente de entrada da coluna deveria ser aquecida por um forno, que é um equipamento incorporado ao processo com a finalidade de fornecer energia térmica gerada pela queima de combustíveis e transmitida a um fluido que escoar no interior de um feixe de tubos (serpentina). Porém, na versão do UNISYM utilizada na simulação, o módulo do forno não apresenta um bom desempenho no estado estacionário, apenas no dinâmico. Como a simulação foi realizada no estado estacionário, colocou-se um trocador de calor simulando o aquecimento da carga até a temperatura ideal para o funcionamento da coluna.

O forno de vácuo de refinarias opera com elevadas temperaturas de saída e são projetados com fluxo de absorção de calor mais baixos, uma vez que lidam com frações de alta densidade e elevada tendência à formação de coque.

Nas colunas de destilação a vácuo ocorre o fracionamento das frações pesadas a pressões reduzidas, uma vez que estas não podem ser aquecidas a uma temperatura maior que, aproximadamente, 440°C nas condições atmosféricas, porque a maioria dos seus componentes se decompõe. As temperaturas elevadas também afetam a resistência dos equipamentos e levam a coqueificação dos hidrocarbonetos, formando assim, depósitos de coque nos equipamentos. O vácuo então é simplesmente uma forma de diminuir os pontos de ebulição das frações pesadas, permitindo uma separação a temperaturas menores sem a formação de coque.

No caso específico desta simulação, a temperatura foi maior que 430°C, pois a carga de entrada é muito pesada e com isso a coluna precisa de uma quantidade térmica alta para que o fracionamento ocorra.



Para facilitar a separação das frações pesadas, ocorre a injeção de vapor superaquecido no fundo da coluna, diminuindo a pressão parcial dos hidrocarbonetos.

**Tabela V.5 :** Condições do Vapor Superaquecido

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Vapor Superaquecido</b>	<b>Vapor Superaquecido</b>	<b>Vapor Superaquecido</b>
<b>Simulações</b>	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
Temperatura (°C)	150	150	150
Pressão (kPa)	150	150	150
Vazão Mássica (kg/h)	1800	1800	1800

Nas correntes apresentadas nas tabelas V.1, V.3, V.4 e V.5 foram fixados a temperatura, pressão e vazão mássica. Com essas três fixadas, as outras variáveis eram calculadas pelo programa UNISYM.

Um dos problemas que ocorreram durante a simulação, estava relacionado à pressão de alimentação da entrada da coluna abaixo da pressão do estágio de alimentação. Para evitar isto, foi utilizado um “spreadsheet”, que é um recurso do UNISYM que possibilitou a especificação dessa pressão para a do valor do estágio de alimentação, que no caso da simulação foi de 12,75 kPa.

**Tabela V.6 :** Perfil de Pressão da Coluna de destilação

<b>Estágios</b>	<b>Pressão (KPa)</b>
1	11,00
2	11,25
3	11,50
4	11,75
5	12,00
6	12,25
7	12,50
<b>8 (Estágio de Alimentação)</b>	<b>12,75</b>
9	13,00

A alimentação da torre de vácuo é realizada no estágio referente ao oitavo prato. Nesse ponto, esta alimentação sofre uma vaporização, no qual os componentes mais voláteis, de baixo ponto de ebulição, ascendem continuamente em direção ao topo, que é a região mais fria, enquanto a fração líquida vai para o fundo.

Os componentes que ascendem a coluna fracionadora condensam-se em diferentes alturas da coluna, nas superfícies dos pratos, escorrendo para baixo, através dos downcomers, e entrando em contato com os gases ascendentes, estabelecendo assim, um equilíbrio termodinâmico entre evaporação e condensação.

Os hidrocarbonetos vaporizados na zona de flash atravessam as bandejas de fracionamento, sendo coletados em duas retiradas laterais: Fração 1 e Fração 2. No produto de topo, sai apenas vapor d'água, hidrocarbonetos leves e uma pequena quantidade de ar proveniente de vazamento dos equipamentos, representado na figura V.1 pela Fração vapor. O produto residual, Fração 3, é constituído de hidrocarbonetos de elevado peso molecular, além de apresentar uma concentração razoável de impurezas.

**Tabela V.7 :** Dados da simulação referente a 10% de gasóleo pesado

<b>Estágio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Líquido (kg / h)</b>	<b>Vapor (kg / h)</b>
1	207,30	265472,33	2356,97
2	203,20	48666,24	7951,45
3	373,00	92292,86	62531,30
4	412,30	121627,78	106157,92
5	428,10	274333,48	135492,84
6	433,00	90215,05	142268,78
7	446,00	82304,45	143309,62
8	455,80	183352,13	135399,02
9	413,70	125280,74	39761,17

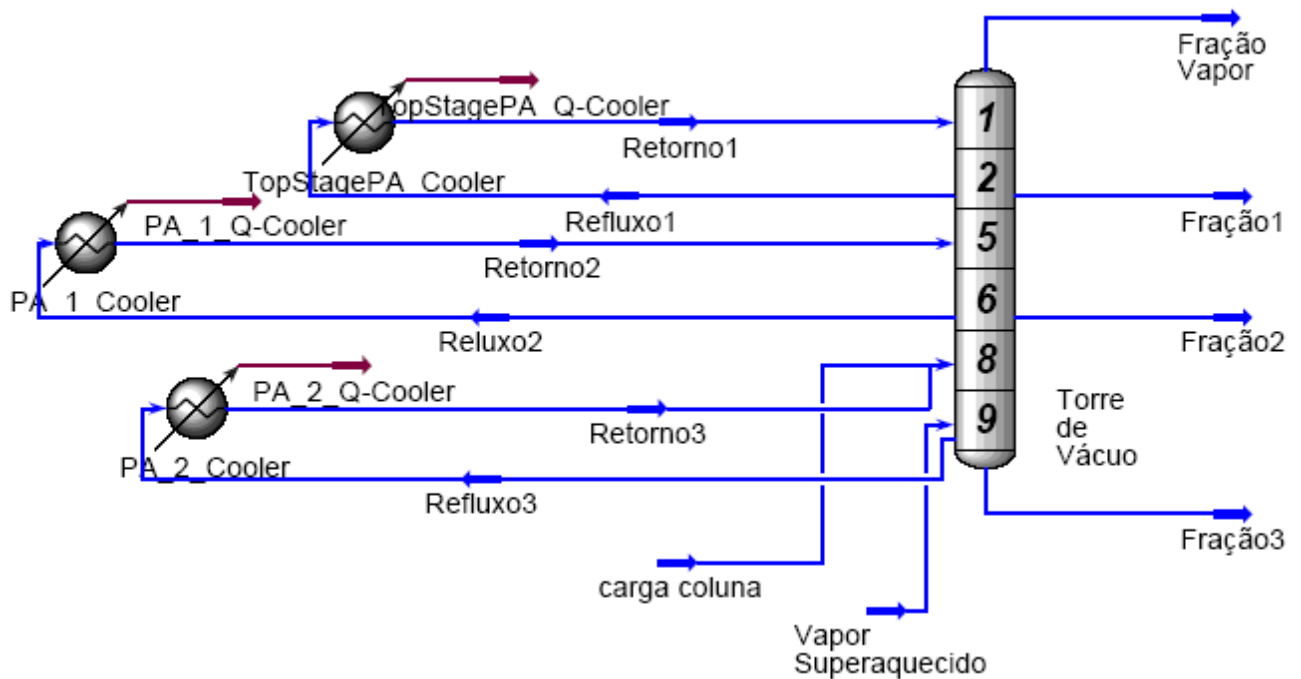
**Tabela V.8 :** Dados da simulação referente a 35% de gasóleo pesado

<b>Estágio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Líquido (kg / h)</b>	<b>Vapor (kg / h)</b>
1	207,30	268900,00	2641,34
2	226,50	54331,01	14095,44
3	343,20	65608,86	81639,82
4	403,30	88037,86	92917,67
5	426,30	240128,35	115346,67
6	434,00	37235,15	121261,26
7	450,50	31507,84	121672,14
8	459,30	156327,04	115944,83
9	413,70	110022,30	27969,65

**Tabela V.9** : Dados da simulação referente a 50% de gasóleo pesado

Estágio	Temperatura (°C)	Líquido (kg / h)	Vapor (kg / h)
1	162,40	272018,72	2600,11
2	230,70	45841,39	16742,68
3	357,20	59719,30	86995,75
4	405,40	76979,39	100873,65
5	421,50	226951,95	118133,75
6	426,60	55378,70	122242,42
7	437,60	47346,39	121155,36
8	448,20	182024,10	113123,05
9	438,70	138333,02	25708,68

Para o controle do fracionamento e do balanço térmico da coluna, três correntes de refluxos circulantes (pumparounds) foram adicionadas à coluna. Esses refluxos são retirados da torre como líquidos a altas temperaturas e retornam ao sistema, alguns pratos acima, após resfriamento. Removem calor em pontos baixos da torre, reduzindo o refluxo de topo e conseqüentemente as cargas de vapores que ascendem à coluna, levando a um menor diâmetro da torre e um menor condensador de topo. As vazões de cada refluxo circulante, que são parâmetros fixados no programa UNYSIM, bem como os pratos de retirada e entradas estão apresentadas nas tabelas V.10, V.11 e V.12.



**Figura V.2:** Esquema da coluna de destilação com os três refluxos circulantes

**Tabela V.10:** Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 10% de Gasóleo Pesado

Refluxos Circulantes	Estágio de entrada / Temperatura (°C)	Estágio de Retorno / Temperatura (°C)	Vazão (kgmol / h)
Refluxo 1	2 / 203,20	1 / 162,40	679,00
Refluxo 2	6 / 433,00	5 / 420,80	247,20
Refluxo 3	9 / 445,00	8 / 428,60	30,59

**Tabela V.11:** Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 35% de Gasóleo Pesado

Refluxos Circulantes	Estágio de entrada / Temperatura (°C)	Estágio de Retorno / Temperatura (°C)	Vazão (kgmol / h)
Refluxo 1	2 / 226,50	1 / 155,30	809,90
Refluxo 2	6 / 434,00	5 / 421,80	246,50
Refluxo 3	9 / 447,50	8 / 431,10	30,24

**Tabela V.12:** Dados das correntes dos refluxos circulantes para a simulação de 50% de Gasóleo Pesado

Refluxos Circulantes	Estágio de entrada / Temperatura (°C)	Estágio de Retorno / Temperatura (°C)	Vazão (kgmol / h)
Refluxo 1	2 / 230,7	1 / 151,3	788,70
Refluxo 2	6 / 426,6	5 / 414,5	249,90
Refluxo 3	9 / 438,7	8 / 420,9	30,26

## V. 2 – Resultados das Simulações.

As características e propriedades das frações recuperadas nas simulações com 10%, 35% e 50% de gasóleo pesado encontram-se abaixo.

### - Simulação com 10% de gasóleo pesado:

As propriedades dos produtos da coluna de destilação encontram-se especificadas na tabela V.13.

**Tabela V.13:** Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 10% de Gasóleo Pesado

Propriedades	Fração Vapor	Fração 1	Fração 2	Fração 3
Fração Vaporizada	1.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura (°C)	164.00	203.20	433.00	445.00
Pressão (kPa)	11.00	11.25	12.25	13.00
Vazão Mássica (kg/h)	2357	11510	39230	125300
Massa Molar	22.95	382.80	590.60	659.60
Grau API		20.39	13.63	11.19

- Simulação com 35% de gasóleo pesado:

As propriedades dos produtos da coluna de destilação encontram-se especificadas na tabela V.14.

**Tabela V.14:** Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 35% de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Fração Vapor</b>	<b>Fração 1</b>	<b>Fração 2</b>	<b>Fração 3</b>
Fração Vaporizada	1.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura (°C)	164.00	215.13	424.40	434.80
Pressão (kPa)	11.00	11.25	12.25	13.00
Vazão Mássica (kg/h)	2641	24670	57130	110000
Massa Molar	25.32	320.70	595.10	658.00
Grau API		20.32	13.45	11.15

- Simulação com 50% de gasóleo pesado:

As propriedades dos produtos da coluna de destilação encontram-se especificadas na tabela V.15.

**Tabela V.15:** Propriedades das correntes recuperadas da simulação de 50% de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Fração Vapor</b>	<b>Fração 1</b>	<b>Fração 2</b>	<b>Fração 3</b>
Fração Vaporizada	1.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura (°C)	162.40	230.70	426.60	438.70
Pressão (kPa)	11.00	11.25	12.25	13.00
Vazão Mássica (kg/h)	2600	38550	24620	138300
Massa Molar	25.22	327.00	583.60	653.70
Grau API		20.39	13.73	11.27

### **V. 3 – Estudos de Caso das Simulações.**

Para verificar o comportamento dos produtos obtidos e de algumas características do sistema mediante a variação de alguma variável, realizaram-se alguns estudos de caso através do aplicativo DataBook do programa UNISYM. Neste

aplicativo, as condições da simulação ficam amarradas, escolhendo-se uma variável independente, que é modificada em um intervalo ou em determinados pontos, e variáveis dependentes, que são as respostas a variação.

Neste trabalho, a simulação foi dividida em dois estudos de casos. Em ambos variou-se a porcentagem da fração vaporizada ( $\beta$ ) da carga de entrada da coluna (variável independente) entre os valores de 0,35 a 0,70, com acréscimos de 0.05. No caso 1 as variáveis dependentes escolhidas foram as composições das Frações 1 e 2 e no segundo caso as variáveis dependentes foram a temperatura da carga de entrada da coluna e a composição da Fração 3.

Para cada estudo de caso, foram realizadas oito simulações, uma para cada valor da fração vaporizada da carga da coluna.

### V. 3.1 – Primeiro Estudo de Caso

Com as condições da simulação amarradas, variou-se a fração vaporizada da corrente de entrada da coluna, para verificar o comportamento das frações recuperadas.

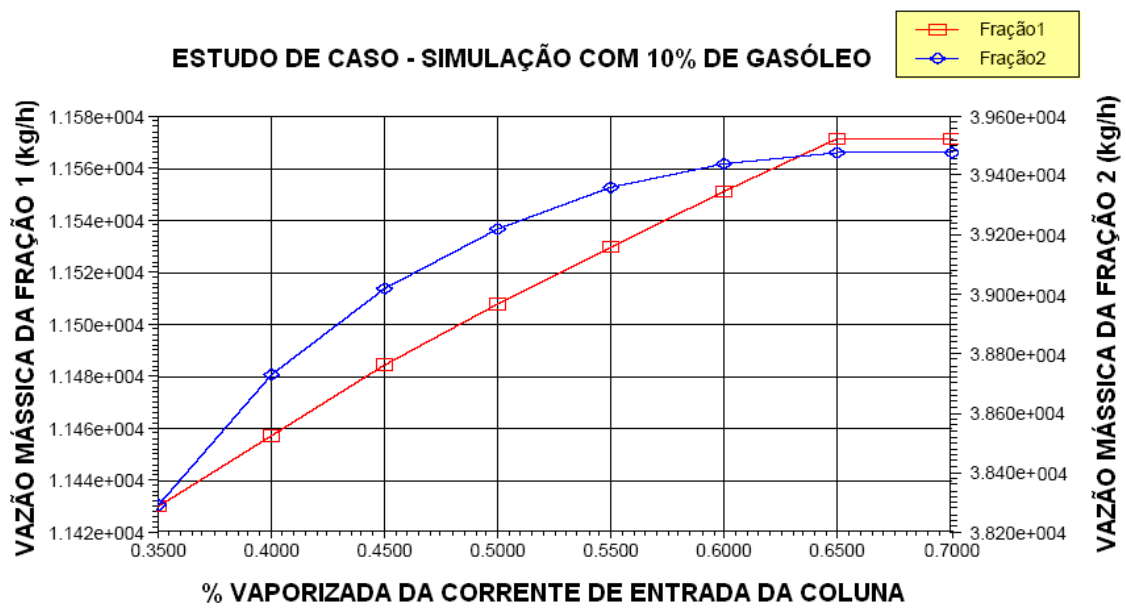
Os resultados estão apresentados a seguir:

- Simulação com 10% de Gasóleo Pesado:

O comportamento das Frações 1 e 2 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.16 e na figura V.3.

**Tabela V.16:** Estudo de caso das simulação com 10% de gasóleo

<b>Estado</b>	<b>Fração Vaporizada (<math>\beta</math>)</b>	<b>Fração 1 (kg/h)</b>	<b>Fração 2 (kg/h)</b>
1	0,35	11430	38300
2	0,40	11460	38730
3	0,45	11480	39020
4	0,50	11510	39230
5	0,55	11530	39360
6	0,60	11550	39440
7	0,65	11570	39480
8	0,70	11570	39480



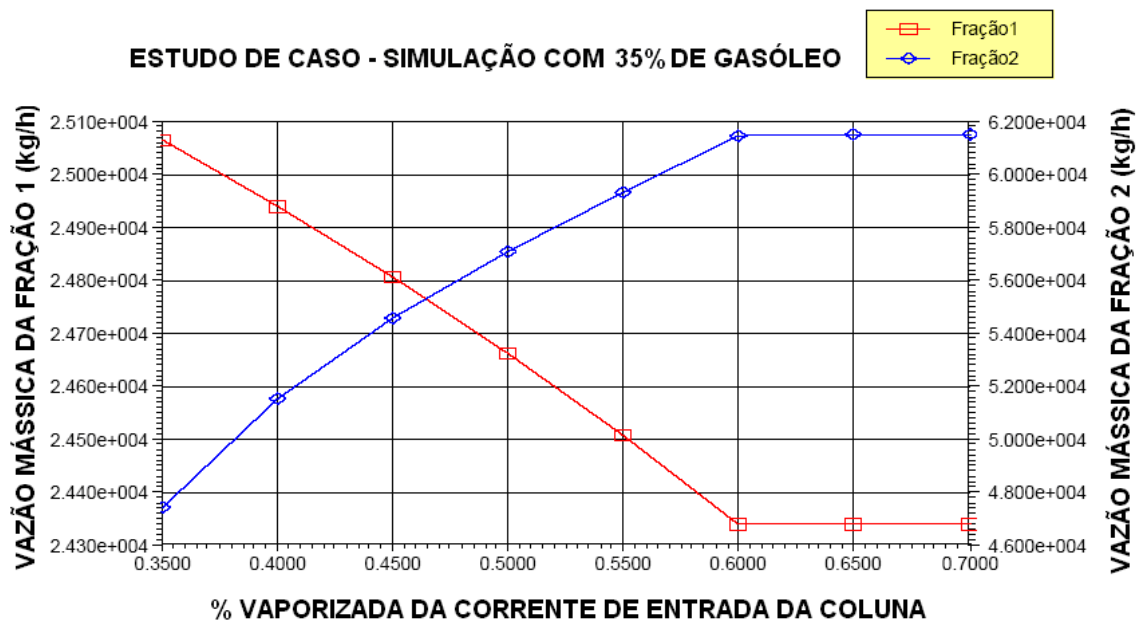
**Figura V.3:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 10% de gás diesel pesado

- Simulação com 35% de Gás Diesel Pesado:

O comportamento das Frações 1 e 2 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.17 e na figura V.4.

**Tabela V.17:** Estudo de caso das simulação com 35% de gás diesel

Estado	Fração Vaporizada ( $\beta$ )	Fração 1 (kg/h)	Fração 2 (kg/h)
1	0,35	25070	47470
2	0,40	24940	51560
3	0,45	24810	54600
4	0,50	24660	57100
5	0,55	24510	59340
6	0,60	24340	61520
7	0,65	24340	61520
8	0,70	24340	61520



**Figura V.4:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo pesado

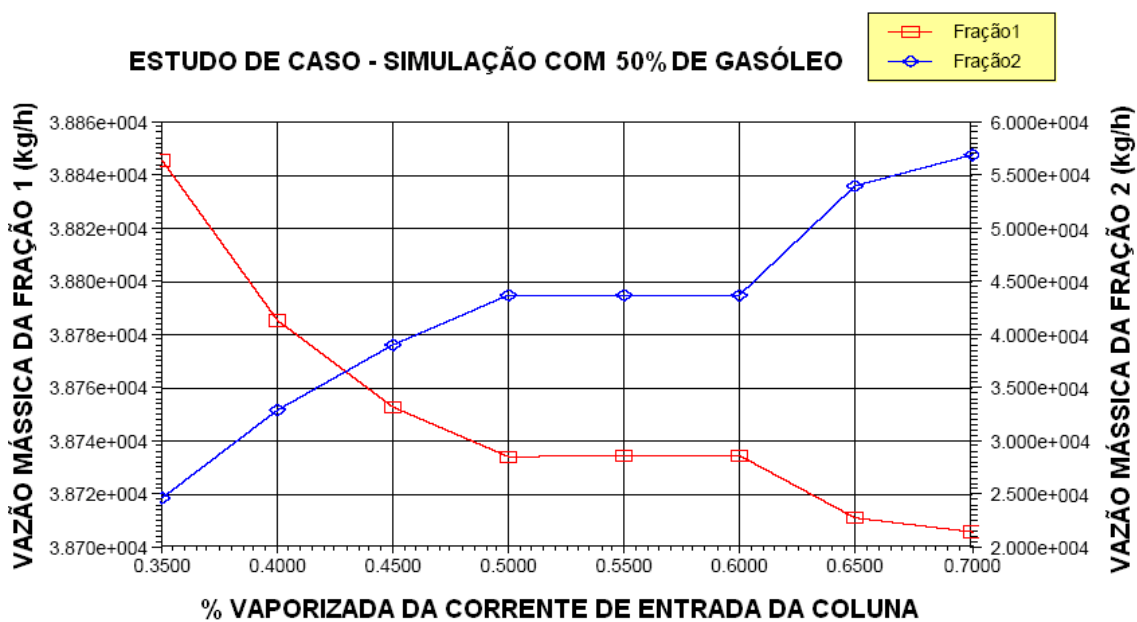
- Simulação com 50% de Gasóleo Pesado:

O comportamento das Frações 1 e 2 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.18 na figura V.5.

**Tabela V.18:** Estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo

Estado	Fração Vaporizada ( $\beta$ )	Fração 1 (kg/h)	Fração 2 (kg/h)
1	0,35	38850	24710
2	0,40	38790	33060
3	0,45	38750	39150
4	0,50	38730	43820
5	0,55	38730	43820
6	0,60	38730	43820
7	0,65	38710	54100
8	0,70	38710	57030





**Figura V.5:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo pesado

### V. 3.2 – Segundo Estudo de Caso

Com as condições da simulação amarradas, variou-se a fração vaporizada da corrente de entrada da coluna, para verificar o comportamento da temperatura da corrente de alimentação da coluna e da Fração 3.

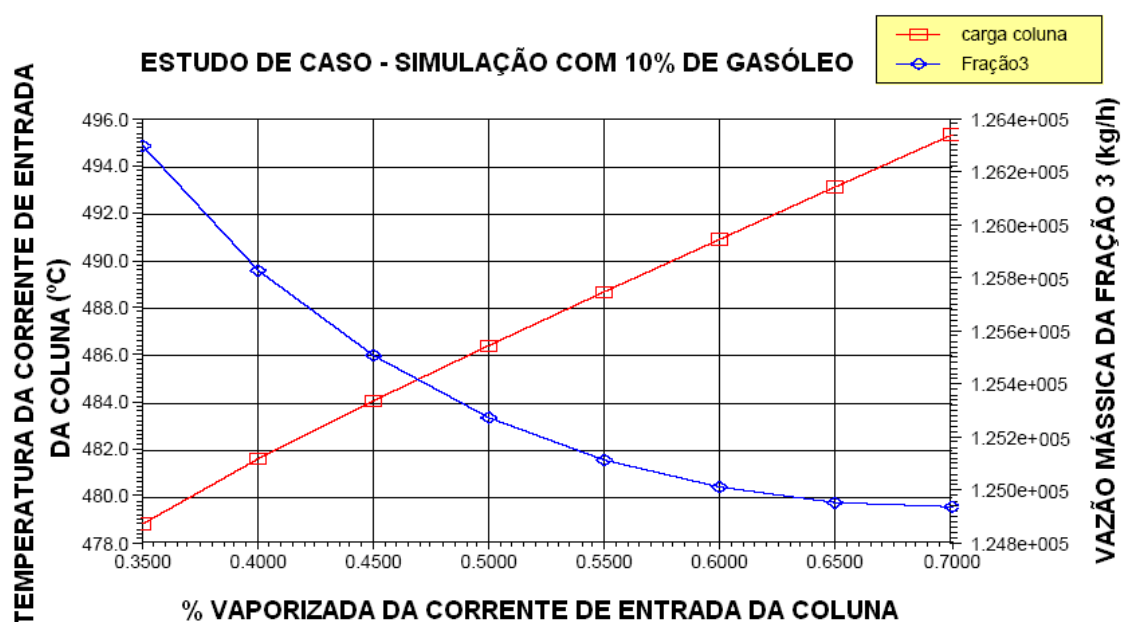
Os resultados estão apresentados a seguir:

#### - Simulação com 10% de Gasóleo Pesado:

Os comportamentos da temperatura e da fração 3 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.19 e na figura V.6.

**Tabela V.19:** Estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo

Estado	Fração Vaporizada ( $\beta$ )	Temperatura (°C)	Fração 3 (kg/h)
1	0,35	478,90	126300
2	0,40	481,60	1258000
3	0,45	484,10	125500
4	0,50	486,50	125300
5	0,55	488,70	125100
6	0,60	490,90	125000
7	0,65	493,10	125000
8	0,70	495,40	124900



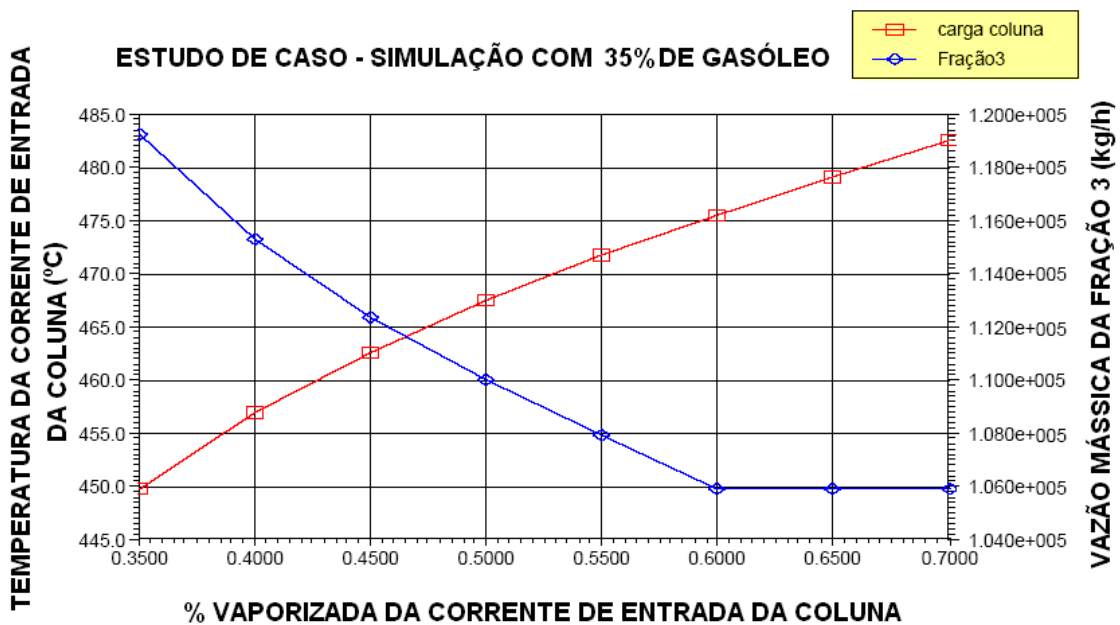
**Figura V.6:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 10% de gasóleo pesado

- Simulação com 35% de Gasóleo Pesado:

Os comportamentos da temperatura e da fração 3 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.20 e na figura V.7.

**Tabela V.20:** Estudo de caso das simulação com 35% de gasóleo

Estado	Fração Vaporizada ( $\beta$ )	Temperatura (°C)	Fração 3 (kg/h)
1	0,35	449,90	119300
2	0,40	457,00	115300
3	0,45	462,70	112400
4	0,50	467,60	110100
5	0,55	471,80	108000
6	0,60	475,70	105900
7	0,65	479,30	105900
8	0,70	482,70	105900



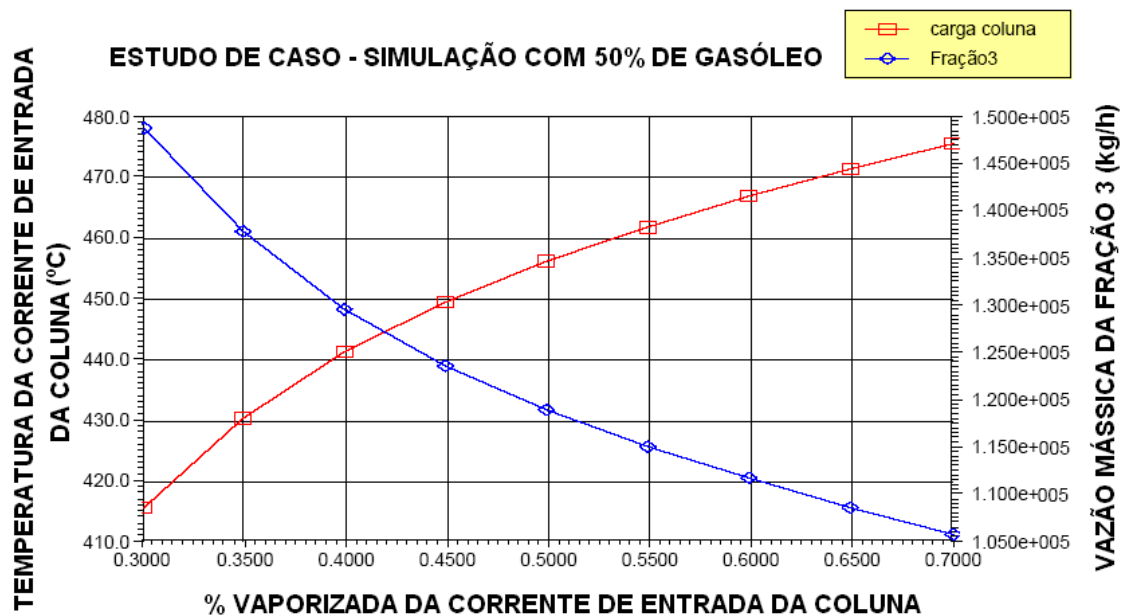
**Figura V.7:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 35% de gasóleo pesado

- Simulação com 50% de Gasóleo Pesado:

Os comportamentos da temperatura e da fração 3 mediante a variação das frações vaporizadas estão apresentados na tabela V.21 e na figura V.8.

**Tabela V.21:** Estudo de caso das simulação com 50% de gasóleo

Estado	Fração Vaporizada ( $\beta$ )	Temperatura (°C)	Fração 3 (m <sup>3</sup> /h)
1	0,35	415,70	137900
2	0,40	430,40	129700
3	0,45	441,30	123600
4	0,50	449,60	119000
5	0,55	456,30	115100
6	0,60	462,00	111800
7	0,65	471,50	108700
8	0,70	475,50	105800



**Figura V.8:** Gráfico do estudo de caso da simulação com 50% de gasóleo pesado

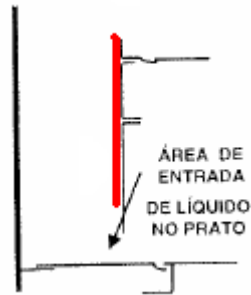
#### V. 4 – Dimensionamento da Coluna.

O dimensionamento da coluna de fracionamento foi realizado no aplicativo Tray Sizing do UNISYM. Como o programa não possui um modelo rigoroso para o cálculo do recheio, a opção foi por um dimensionamento com pratos.

Nas três simulações as torres de fracionamento foram dimensionadas com 9 pratos perfurados com downcomer, tipo “Jet Trays”.

A coluna foi dividida em três seções, uma de topo para os dois primeiros estágios, uma de fundo para os dois últimos estágios e uma intermediária. Essa divisão foi proposta, uma vez que as colunas de destilação a vácuo têm como característica um diâmetro de topo e fundo menor devido à menor quantidade de massa nesses estágios.

O Downcomer e o vertedor escolhidos para o dimensionamento foram do tipo vertical.



**Figura V.9:** Esquema do Downcomer Vertical

No dimensionamento, problemas relacionados a perda de carga alta abaixo do downcomer e gotejamento ocorreram. O primeiro foi solucionado pelo aumento da folga do downcomer, que é a distância vertical entre o fundo do downcomer e o prato imediatamente abaixo. O segundo problema é um fenômeno que se caracteriza por uma pressão na fase vapor insuficiente, fazendo com que parte do líquido acima do prato flua através do vertedor de saída, enquanto o restante desça através dos orifícios, causando perda da eficiência. Logo, devem-se projetar os pratos perfurados da coluna de modo a atuar contra a tendência do gotejamento e com isso manter o líquido sobre o prato perfurado.

Os resultados encontrados para cada simulação encontram-se especificados abaixo.

- Simulação com 10% de Gasóleo Pesado.

**Tabela V.22:** Propriedades do dimensionamento da coluna com 10% de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Seção 1</b>	<b>Seção 2</b>	<b>Seção 3</b>
Início (prato)	1	3	8
Final (prato)	2	7	9
Diâmetro da Seção (m)	3,048	3,962	2,743
Área da Seção (m <sup>2</sup> )	7,297	12,330	5,910
Altura da seção (m)	1,500	3,750	1,500
Perda de Carga na Seção (KPa)	2,065	5,889	1,697
Espaçamento dos pratos (mm)	750,000	750,000	750,000
Espessura dos Pratos (mm)	3,175	3,175	3,175
Diâmetro do furo do Prato (mm)	18,000	18,000	18,000
Tipo do downcomer	Vertical	Vertical	Vertical
Folga do Downcomer (mm)	60,000	60,000	60,000
Tipo do Vertedor Lateral	Vertical	Vertical	Vertical
Altura do Vertedor (mm)	50,800	50,800	50,800

- Simulação com 35% de Gasóleo Pesado.

**Tabela V.23:** Propriedades do dimensionamento da coluna com 35% de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Seção 1</b>	<b>Seção 2</b>	<b>Seção 3</b>
Início (prato)	1	3	8
Final (prato)	2	7	9
Diâmetro da Seção (m)	3,505	3,810	2,591
Área da Seção (m <sup>2</sup> )	9,650	11,400	5,272
Altura da seção (m)	1,500	3,750	1,500
Perda de Carga na Seção (KPa)	1,982	6,274	1,330
Espaçamento dos pratos (mm)	750,000	750,000	750,000
Espessura dos Pratos (mm)	3,175	3,175	3,175
Diâmetro do furo do Prato (mm)	19,000	19,000	19,000
Tipo do downcomer	Vertical	Vertical	Vertical
Folga do Downcomer (mm)	50,000	50,000	50,000
Tipo do Vertedor Lateral	Vertical	Vertical	Vertical
Altura do Vertedor (mm)	50,800	50,800	50,800

- Simulação com 50% de Gasóleo Pesado.

**Tabela V.24:** Propriedades do dimensionamento da coluna com 50% de Gasóleo Pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Seção 1</b>	<b>Seção 2</b>	<b>Seção 3</b>
Início (prato)	1	3	8
Final (prato)	2	7	9
Diâmetro da Seção (m)	3,962	4,420	2,743
Área da Seção (m <sup>2</sup> )	12,330	15,340	5,910
Altura da seção (m)	1,500	3,750	1,500
Perda de Carga na Seção (KPa)	1,856	5,207	1,225
Espaçamento dos pratos (mm)	750,000	750,000	750,000
Espessura dos Pratos (mm)	3,175	3,175	3,175
Diâmetro do furo do Prato (mm)	20,000	20,000	20,000
Tipo do downcomer	Vertical	Vertical	Vertical
Folga do Downcomer (mm)	50,000	50,000	50,000
Tipo do Vertedor Lateral	Vertical	Vertical	Vertical
Altura do Vertedor (mm)	50,800	50,800	50,800

## CAPÍTULO VI

### VI - Análise dos Resultados das Simulações

#### VI.1 – Análise dos Produtos Recuperados nas Simulações.

Os resultados obtidos das simulações, para as composições dos produtos da coluna de fracionamento estudada, foram analisados a partir da comparação das curvas PEV dessas frações, através dos seus pseudocomponentes e das frações obtidas no fracionamento do petróleo Marlim. (CEDIDAS PELA PETROBRAS).

A fração vapor recuperada nas simulações não foi objeto de comparação, pois como já foi especificado anteriormente, no produto de topo sai apenas vapor d'água, hidrocarbonetos leves e uma pequena quantidade de ar proveniente de vazamento dos equipamentos

As curvas PEV do gasóleo pesado e resíduo de vácuo, mostradas no item IV da página 35, através das figuras IV.1 e IV.2, foram utilizadas como referência para a determinação dos tipos de produtos recuperados nas destilações.

O UNISYM informa uma série de métodos para a determinação da massa percentual em relação à temperatura. Nos gráficos, as curvas apresentadas a seguir são PEV ou TBP (True Boiling Point) que estão representadas na cor vermelha e as outras são resultados de outros métodos aplicados para as frações obtidas a partir das simulações da coluna.



- Simulação com 10% de gásóleo pesado:

Os Gráficos da curva PEV de cada fração recuperada estão apresentadas, respectivamente, nas figuras VI.1, VI.2 e VI.3:

### CURVA PEV - FRAÇÃO 1

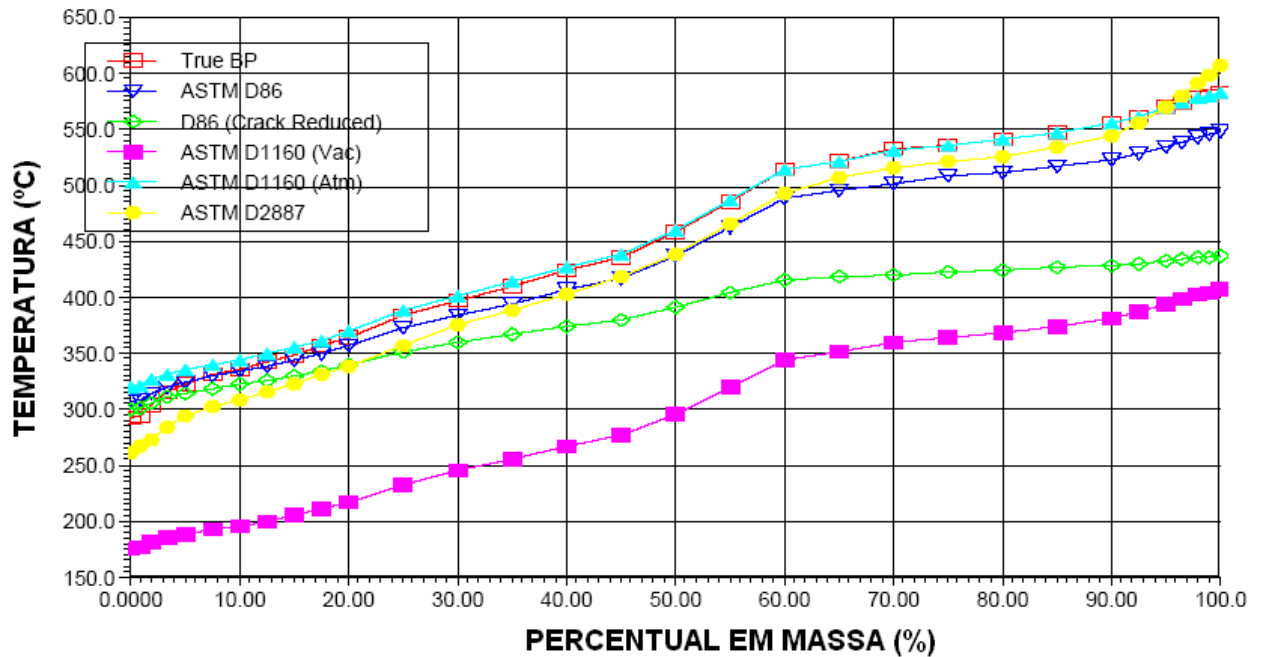


Figura VI.1: Curva PEV da fração 1 da simulação com 10% de gásóleo pesado

### CURVA PEV - FRAÇÃO 2

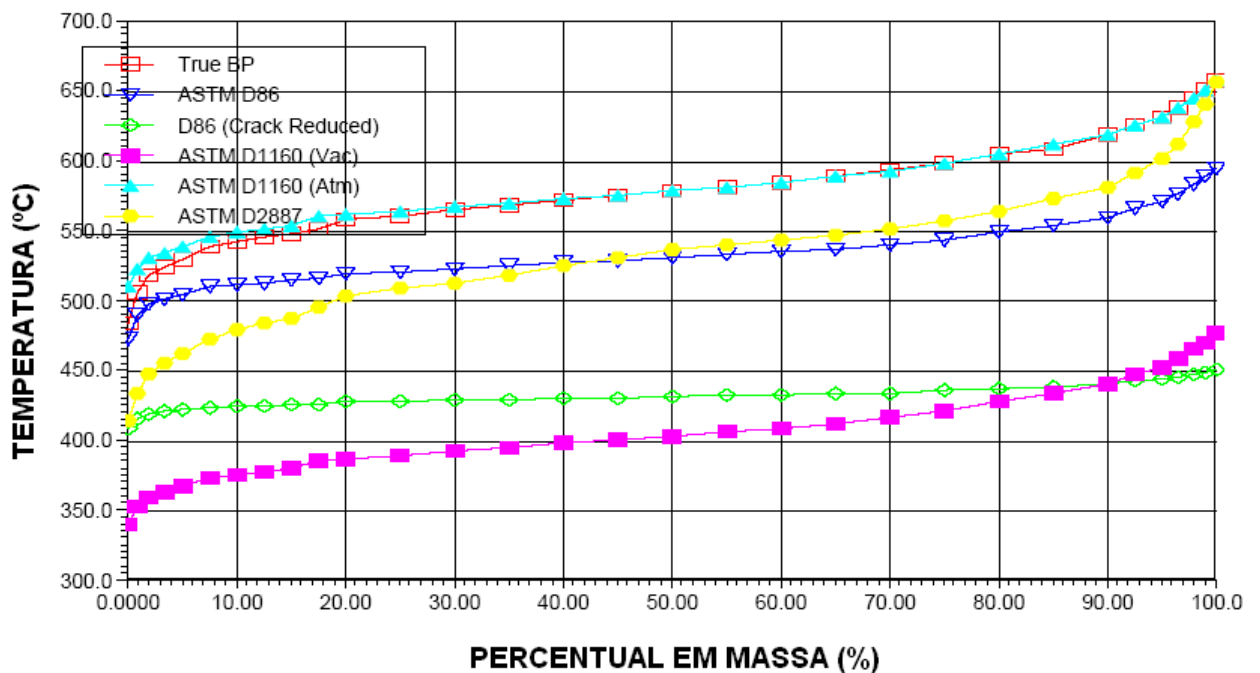


Figura VI.2: Curva PEV da fração 2 da simulação com 10% de gásóleo pesado

### CURVA PEV - FRAÇÃO 3

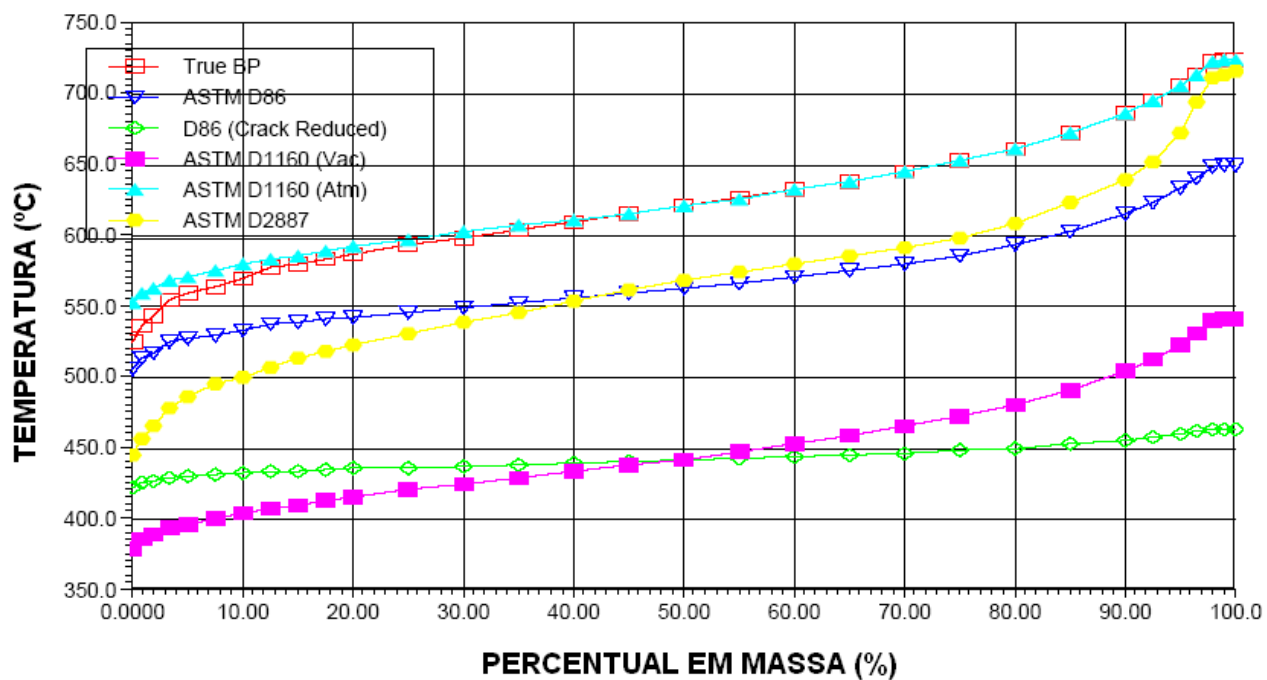


Figura VI.3: Curva PEV da fração 3 da simulação com 10% de gasóleo pesado

- Simulação com 35% de gasóleo pesado:

Os Gráficos da curva PEV de cada fração recuperada estão apresentadas, respectivamente, nas figuras VI.4, VI.5 e VI.6:

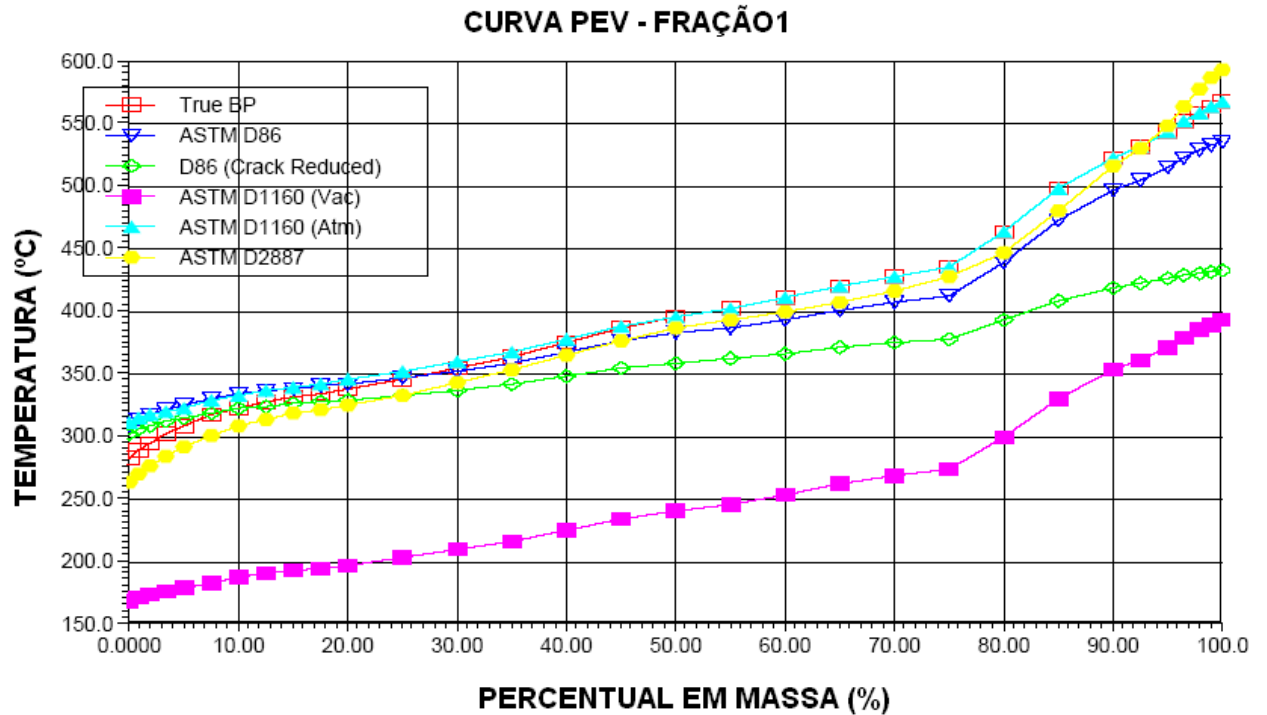


Figura VI.4: Curva PEV da fração 1 da simulação com 35% de gasóleo

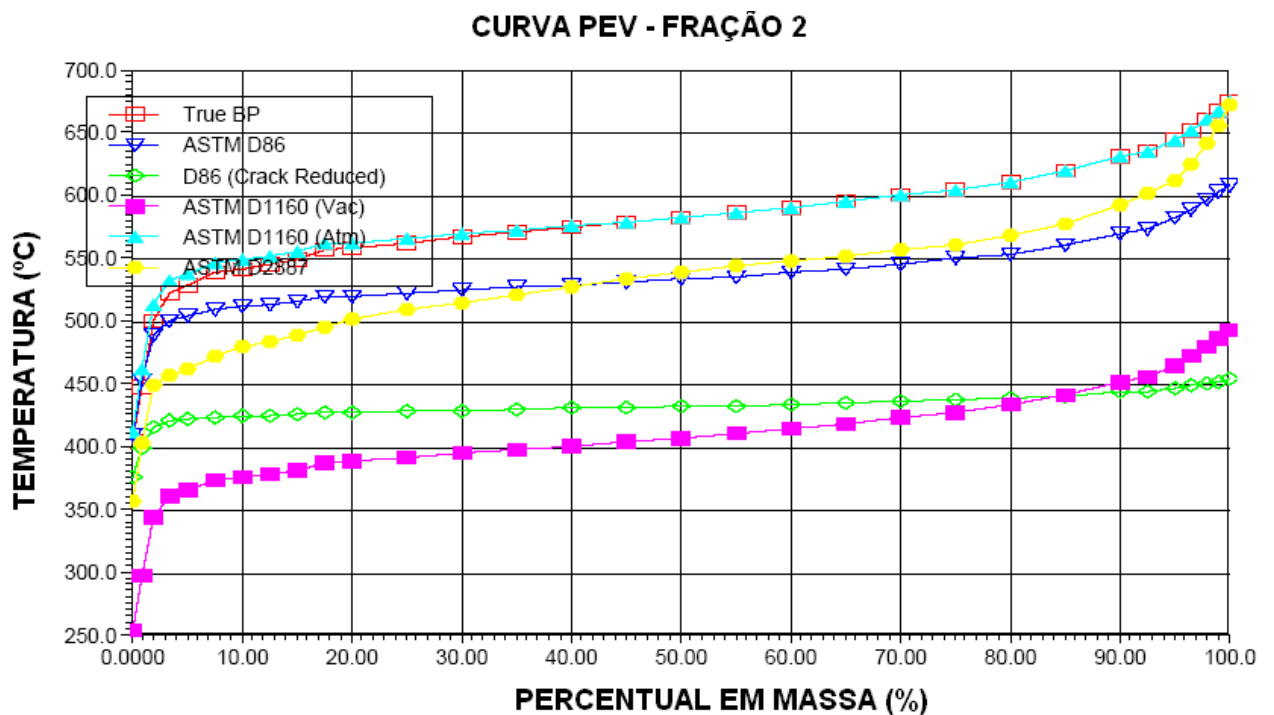


Figura VI.5: Curva PEV da fração 2 da simulação com 35% de gasóleo

### CURVA PEV - FRAÇÃO 3

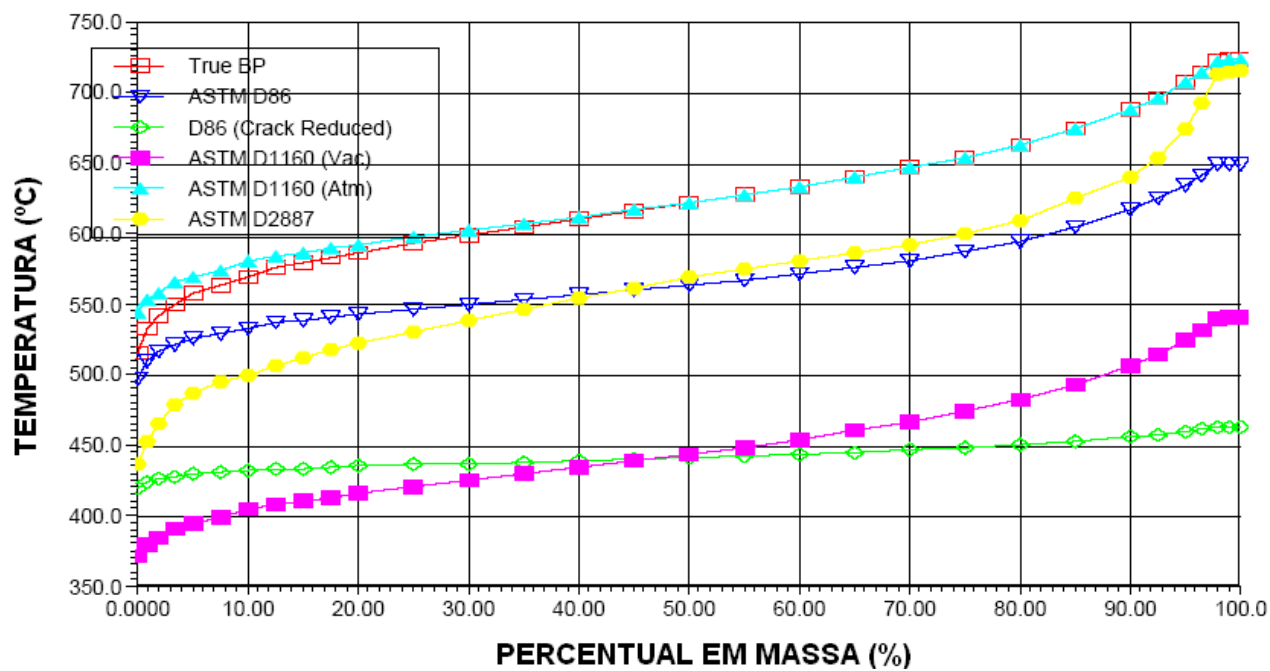


Figura VI.6: Curva PEV da fração 3 da simulação com 35% de gasóleo

- Simulação com 50% de gasóleo pesado:

Os Gráficos da curva PEV de cada fração recuperada estão apresentadas, respectivamente, nas figuras VI.7, VI.8 e VI.9:

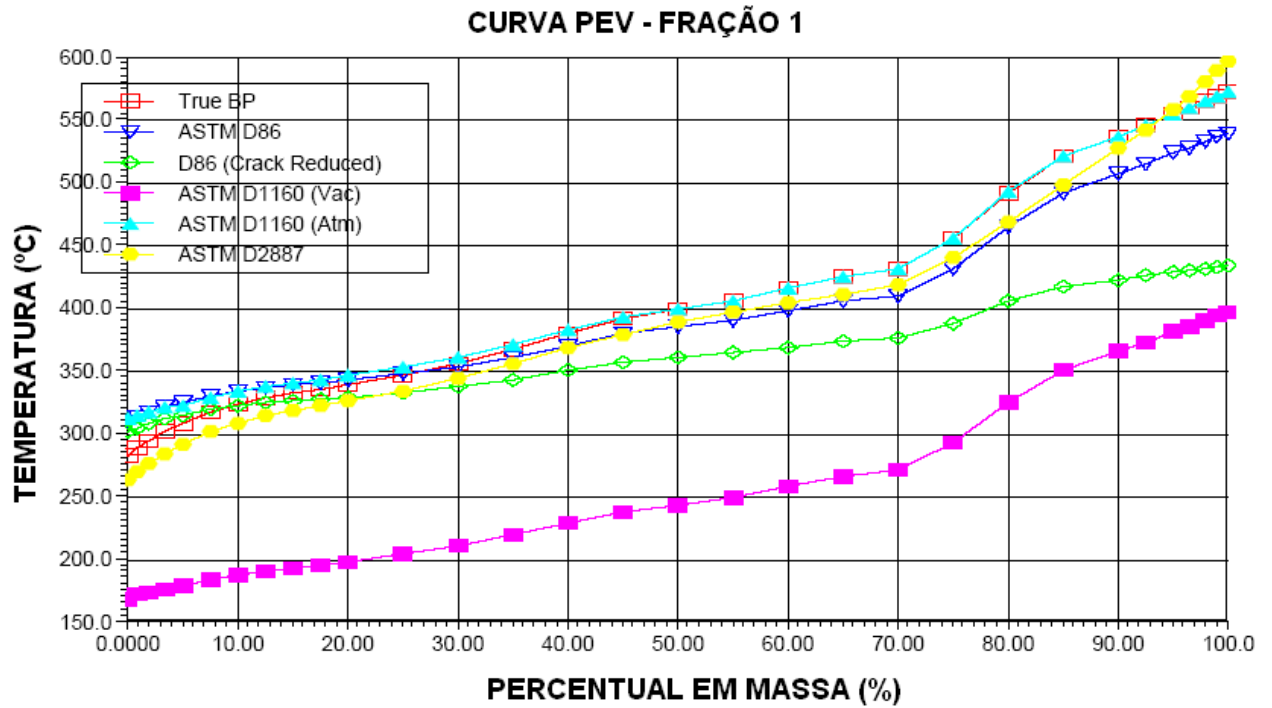


Figura VI.7: Curva PEV da fração 1 da simulação com 50% de gasóleo

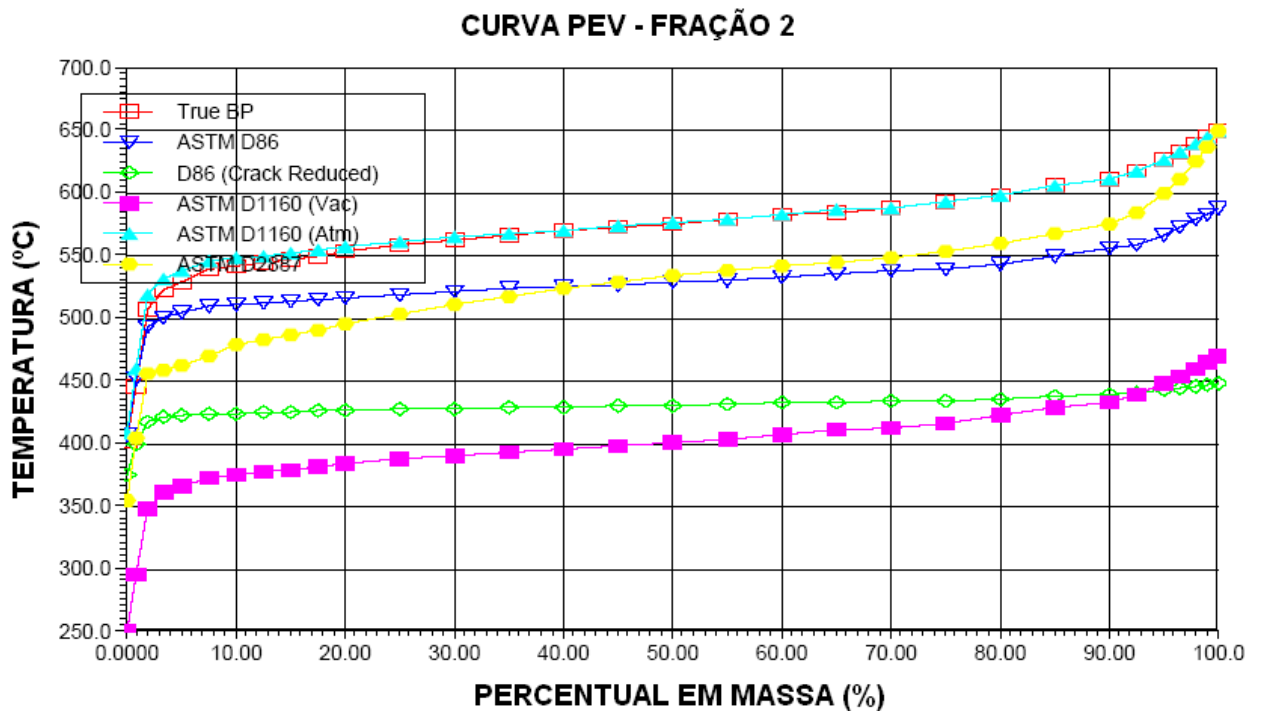
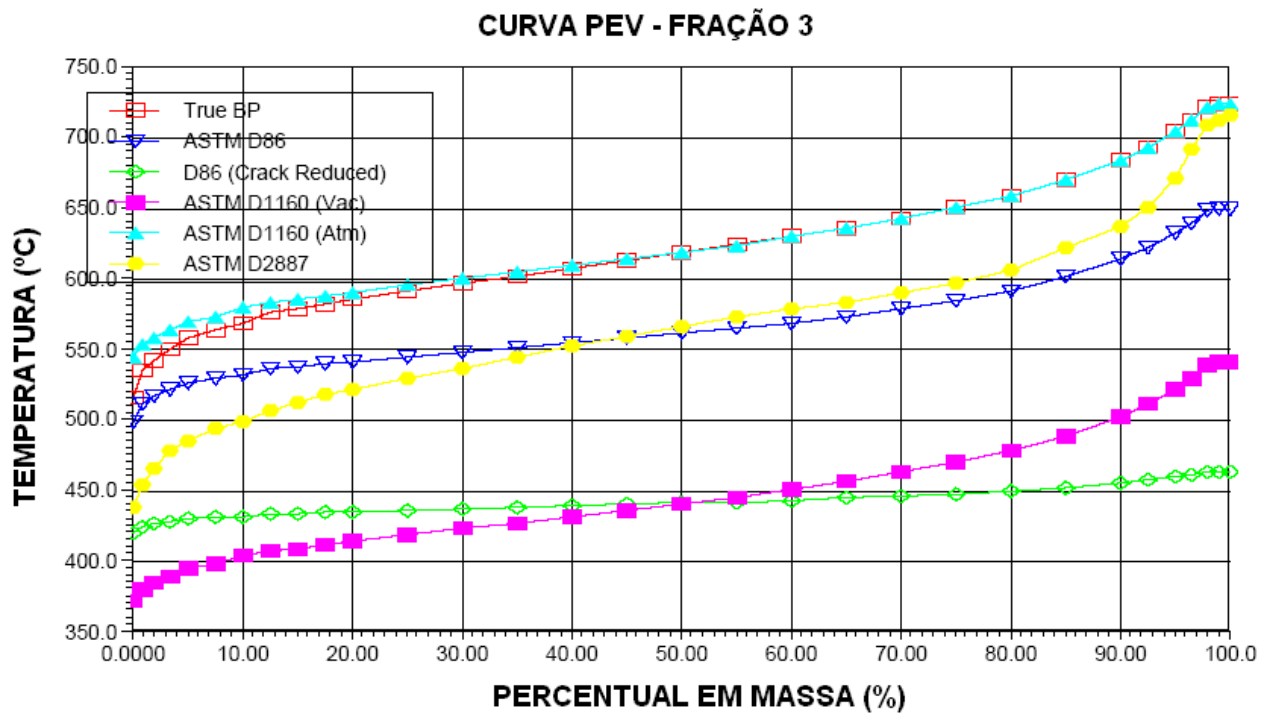


Figura VI.8: Curva PEV da fração 2 da simulação com 50% de gasóleo



**Figura VI.9:** Curva PEV da fração 3 da simulação com 50% de gásóleo

O comportamento das curvas PEV das Frações 1, 2 e 3 das três simulações foram muito parecidos e através da comparação dessas curvas com as curvas PEV dos cortes de petróleo conhecidos, foi possível observar que:

- A Fração 1 de todas as simulações pode ser considerada um gásóleo pesado, uma vez que sua curva do Ponto de Ebulição Verdadeiro assemelha-se a curva do gásóleo pesado utilizada para a comparação;
- A Fração 2 e a Fração 3 de todas as simulações podem ser consideradas resíduos de vácuo, uma vez que as suas respectivas curvas do Ponto de Ebulição Verdadeiro assemelham-se a do resíduo de vácuo utilizada para a comparação e também, devido a suas faixas de destilação que estão em sua totalidade acima da temperatura de 550°C, o que caracteriza esse tipo de corte do petróleo;
- As Frações 2 e 3, embora tenham sido considerados resíduos, apresentam algumas propriedades diferentes, conforme demonstradas nas tabelas V.13, V.14 e V.15 das páginas 42 e 43. A principal diferença entra as duas correntes é com

relação aos seus respectivos graus API, sendo a Fração 2 mais leve, o que pode levá-la a ter um destino final diferente da fração 3.

## **VI. 2 – Análise dos Estudos de Caso das Simulações.**

### - Primeiro Estudo de Caso:

De acordo com a tabela V.16 e a figura V.3, foi possível observar que na simulação com 10% de gásóleo pesado as composições das Frações 1 e 2 variaram muito pouco devido à variação da fração vaporizada ( $\beta$ ), sendo a faixa de maior recuperação das duas frações aquela correspondente a 0,60 e 0,65. A partir da fração vaporizada igual a 0,65 a destilação passa a ser mais vantajosa economicamente, uma vez que a recuperação da fração 1 (a de maior valor agregado) é a máxima.

De acordo com a tabela V.17 e a figura V.4, foi possível observar que na simulação com 35% de gásóleo pesado a Fração 2 teve uma variação mais significativa na composição do que a Fração 1, sendo o ponto de maior recuperação das duas frações, aquele correspondente a interseção entre as duas curvas, na faixa de fração vaporizada de 0,45 a 0,50. Porém, como a Fração 1 é a de maior valor agregado, as faixas de fração vaporizada mais vantajosas para a separação são aquelas entre 0,35 e 0,45, pois tem uma recuperação desta maior que a Fração 2.

De acordo com a tabela V.18 e a figura V.5, foi possível observar que na simulação com 50% de gásóleo pesado, a Fração 2 teve variações mais significativas do que a Fração 1, sendo o ponto de maior recuperação das duas, aquele correspondente a interseção entre as duas retas, que ficou na faixa de 0,40 a 0,45. Porém, a faixa de fração vaporizada mais vantajosa do ponto de vista econômico é aquela entre 0,35 a 0,45, uma vez que nesse intervalo a recuperação da Fração 1 é superior a da Fração 2.

### - Segundo Estudo de Caso:

De acordo com a tabela V.19 e a figura V.6, foi possível observar que na simulação com 10% de gasóleo pesado a Fração 3, que como já foi dito anteriormente é o Resíduo de vácuo, decresce com o aumento da fração vaporizada, embora esse decréscimo não seja tão acentuado a ponto de privilegiar algum ponto, ou faixa da fração vaporizada. Já a temperatura da carga da coluna apresenta valores altos em todas as frações vaporizadas e um aumento linear com o aumento destas. Com isso, deve-se observar para problemas, tais como o coqueamento de componentes na coluna, o que diminui significativamente a sua eficiência. Devido a esse problema, o ideal é trabalhar com cargas na entrada da apresentando frações vaporizadas baixas, pois embora as temperaturas nessa simulação tenham apresentados valores altos, valores de frações vaporizadas mais altas causam a perda da eficiência em razão desse aumento da temperatura da carga da coluna.

De acordo com a tabela V.20 e a figura V.7, foi possível observar que na simulação com 35% de gasóleo pesado, a fração 3 apresenta um diminuição com o aumento da fração vaporizada, ficando constante a partir do valor 0,60 para fração vaporizada. Em contra partida a temperatura da carga da coluna aumenta com o aumento da fração vaporizada. O melhor ponto, ou faixa de fração vaporizada para a simulação é aquela que apresenta menores quantidades da Fração 3 (uma vez que essa é a fração de menor valor econômico) com uma menor temperatura da carga da coluna, evitando assim problemas de coqueamento na coluna. Com isso o ponto mais vantajoso para essa simulação foi o que apresenta entre 45% e 50% de fração vaporizada da carga da coluna, que é representado pela interseção entre as duas curvas do gráfico da curva PEV.

As mesmas considerações feitas para a simulação com 35 % de gasóleo pesado se aplicam a simulação com 50% de gasóleo e de acordo com a tabela V.21 e a figura V.8, foi possível observar que o ponto mais favorável para a coluna são os valores de fração vaporizada da carga na interseção entre as duas retas do gráfico da curva PEV, que está entre 0,40 e 0,45.



### VI. 3 – Viabilidade das Colunas de Destilação.

A viabilidade das simulações foi verificada de acordo com a quantidade recuperada da fração 1, por ser a de maior valor agregado, em comparação com a carga de gasóleo pesado proveniente das unidades de destilação a vácuo.

As quantidades de gasóleo pesado e da Fração 1 recuperada em cada simulação estão apresentadas na tabela IV.1.

**Tabela VI.1:** Quantidade de gasóleo pesado e Fração 1 recuperada na simulação

<b>% Gasóleo Pesado</b>	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
Gasóleo Pesado (kg/h)	6899	22520	32170
Fração 1 (kg/h)	11510	24670	38550

De acordo com a tabela acima foi possível observar que as simulações que apresentam a maior recuperação são as de 10% e 50% de gasóleo pesado, embora essas recuperações não sejam tão atrativas.

Porém cuidados especiais devem ser tomados para a simulação com 10% de gasóleo pesado, uma vez que a temperatura da carga de entrada da coluna atinge valores altos, acima da temperatura de decomposição dos hidrocarbonetos, o que pode levar a formação de coque na coluna levando a alguns problemas, como já descrito anteriormente.

O principal destino do gasóleo pesado são as unidades de FCC (Craqueamento Catalítico Fluído), podendo ainda ser usado para a obtenção de óleos lubrificantes. Já o resíduo de vácuo pode ser utilizado como asfaltos, quando caracterizado como produto final, como óleos combustíveis após diluição com correntes de menor viscosidade e ainda pode ser empregado como produto intermediário na forma de carga, para as unidades de coque ou desasfaltação a solvente.

## **CAPÍTULO VII**

### **VII – Estudo da Mistura de 35% de Gasóleo com Resíduo de Vácuo**

Em decorrência da baixa recuperação dos produtos da coluna, nas simulações com as diferentes proporções de gasóleo pesado, foi proposto uma nova simulação com diferentes especificações da coluna para aumentar a recuperação da Fração 1, tornando-a assim, mais atrativa.

A simulação escolhida para a realização dessas modificações foi a de 35% de gasóleo pesado, mesmo sendo esta, a que apresentou a menor recuperação da Fração 1. Esta opção é explicada, uma vez que o intuito dessa estratégia é a recuperação de cortes com maior valor agregado, através da mistura de pequenas porções de gasóleo pesado na corrente de resíduo de vácuo. Porém, a simulação com apenas 10% de gasóleo não foi a escolhida, devido aos possíveis problemas de coqueamento, em decorrência das altas temperaturas da carga da coluna, o que poderia acarretar em uma diminuição da eficiência de separação.

#### **VII. 1 – Modificação nas Especificações.**

As modificações foram realizadas apenas na coluna, logo as condições de operação da simulação com a mistura de 35% de gasóleo pesado, são as mesmas apresentadas nas tabelas V.1 a V.5.

O perfil de pressão da coluna, apresentado na tabela V.6 é válido para esta simulação, porém o perfil de temperatura e os refluxos circulantes foram modificados (o que alterou a quantidade de líquido e vapor em cada prato) para possibilitar uma melhor recuperação.

**Tabela VII.1:** Resultados da simulação referente a 35% de gasóleo pesado

<b>Estágio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Líquido (kg/h)</b>	<b>Vapor (kg/h)</b>
1	207.30	115203.33	5690
2	291.25	26199.061	104151.64
3	423.87	48784.71	94263.50
4	441.46	52110.44	116849.16
5	447.47	200627.34	120174.88
6	449.66	39797.21	121416.04
7	454.62	34496.54	119643.72
8	459.39	171366.47	114343.04
9	413.70	114612.79	28800.44

Além da modificação do perfil de temperatura e das quantidades de massa em cada prato, outra modificação realizada foi com relação às vazões de cada retirada dos refluxos circulantes da coluna. Estas modificações estão apresentadas na tabela VII.2:

**Tabela VII.2:** Dados das correntes dos refluxos circulantes

<b>Refluxos Circulantes</b>	<b>Estágio de entrada / Temperatura (°C)</b>	<b>Estágio de Retorno / Temperatura (°C)</b>	<b>Vazão (kg / h)</b>
Refluxo 1	2 / 291,30	1 / 211,30	16740
Refluxo 2	6 / 449,70	5 / 434,80	147300
Refluxo 3	9 / 448,40	8 / 432,10	29750

Os dados utilizados no dimensionamento da primeira simulação com 35% de gasóleo pesado, apresentados na tabela V.23, também foram utilizados nessa nova simulação.

## VII. 2 – Resultados da Simulação.

Os resultados da simulação estão apresentados abaixo:

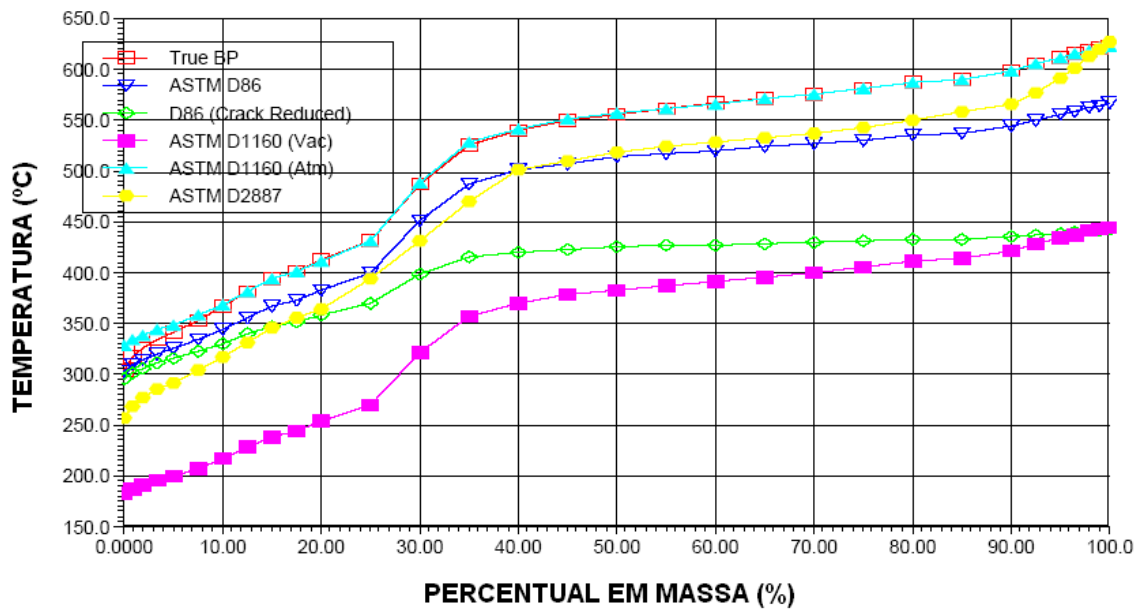
**Tabela VII.3:** Resultados da nova simulação com 35% de gasóleo pesado

<b>Propriedades</b>	<b>Fração Vapor</b>	<b>Fração 1</b>	<b>Fração 2</b>	<b>Fração 3</b>
Fração Vaporizada	1,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	190,00	291,30	449,70	452,40
Pressão (kPa)	11,00	11,25	12,25	13,00
Vazão Mássica (kg/h)	5690,00	62370,00	11780,00	114600,00
Massa Molar	49,26	409,50	623,20	665,40
Grau API		18,90	12,33	10,90

A verificação dos produtos da coluna de fracionamento foi novamente realizada, a partir da comparação da composição destes produtos obtidos com as frações conhecidas dos cortes de petróleo, gasóleo pesado e resíduo de vácuo, mostradas no item IV nas figuras IV.1 e IV.2, através de suas respectivas curvas PEV (Ponto de ebulição Verdadeiro).

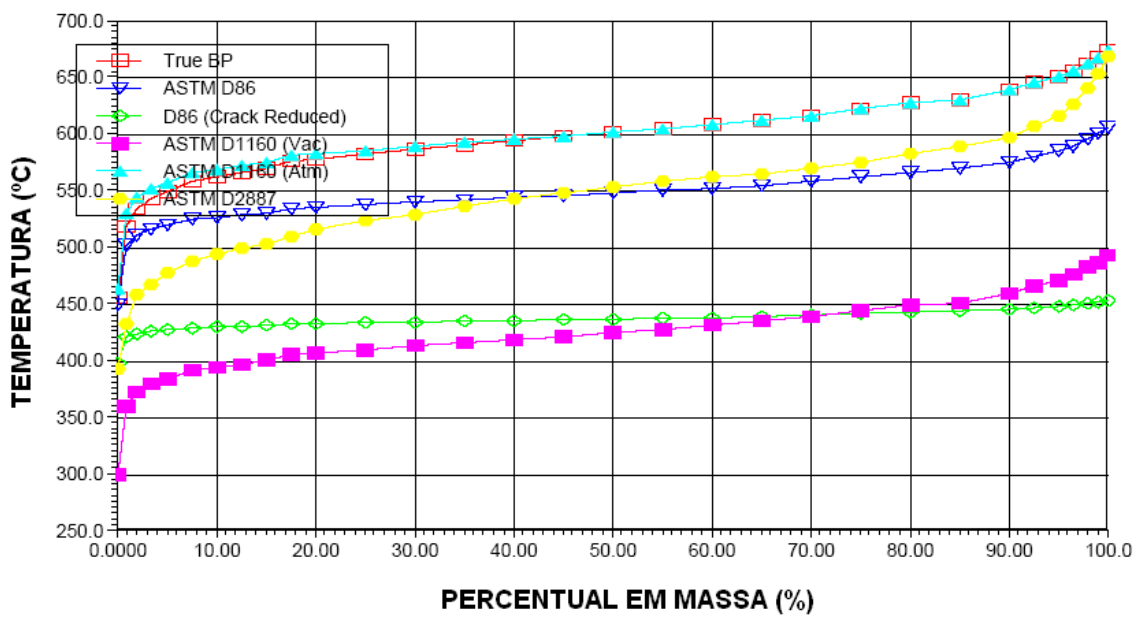
As curvas PEV de cada produto recuperado na simulação estão mostradas nas figuras VII.1, VII.2 e VII.3:

**CURVA PEV - FRAÇÃO 1**

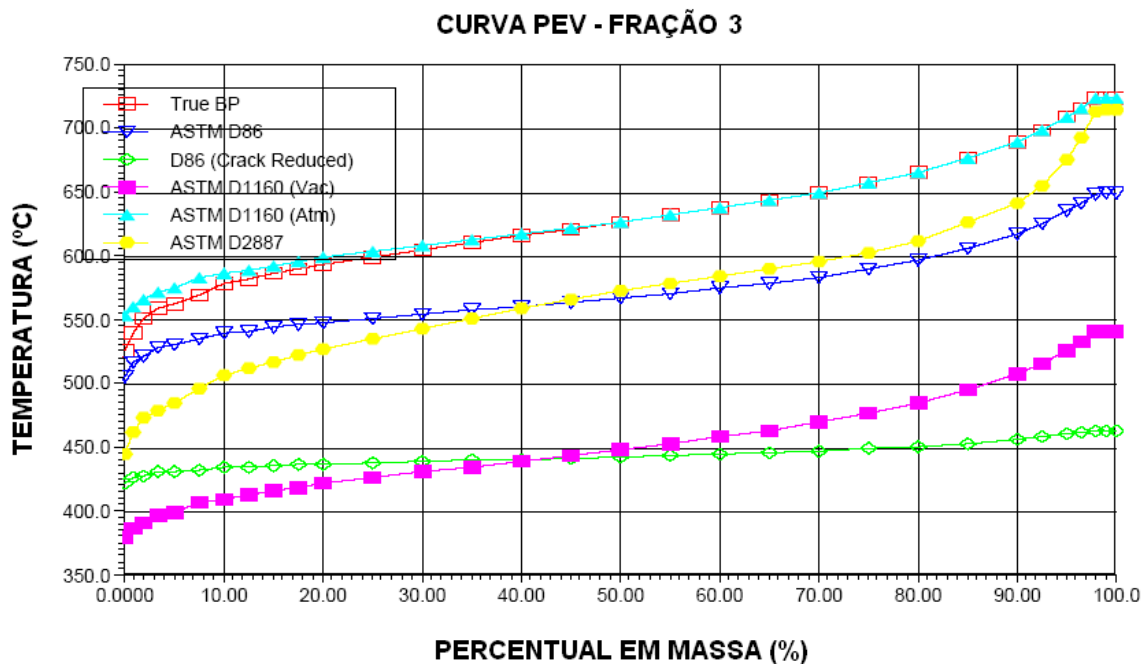


**Figura VII.1: Curva PEV da fração 1**

**CURVA PEV - FRAÇÃO 2**



**Figura VII.2: Curva PEV da fração 2**



O comportamento das curvas PEV das Frações 1, 2 e 3 dessa simulação apresentaram um comportamento parecido com o observado nas outras três simulações, logo as mesmas conclusões puderam ser tomadas:

- A Fração 1 pode ser considerada um gasóleo pesado;
- A Fração 2 e a Fração 3 podem ser consideradas resíduos de vácuo;
- As Frações 2 e 3, embora tenham sido considerados resíduos, apresentam algumas propriedades diferentes, conforme demonstradas na tabela VII.3. A principal diferença entra as duas correntes é com relação aos seus respectivos graus API, sendo a Fração 2 mais leve, o que pode levá-la a ter um destino final diferente da Fração 3.

Algumas diferenças entre as frações recuperadas nessa nova simulação com 35% de gasóleo pesado e a outra simulação apresentada nesse estudo, com relação as propriedades físico-químicas, foram em relação ao grau API e a temperatura de saída de cada fração. As frações recuperadas nessa simulação apresentam novas especificações,

mais pesadas, em função do menor grau API, e uma maior temperatura de saída, conforme demonstrada na tabela VII.3.

### VII. 3 – Viabilidade da Coluna de Destilação

Conforme demonstrado na tabela abaixo, é possível observar que a recuperação da Fração 1, que é a de maior valor agregado, teve um significativo aumento em relação a recuperação da primeira simulação com 35% de gasóleo pesado.

**Tabela VII.1:** Quantidade de gasóleo pesado e Fração 1 recuperada na simulação

<b>Simulação</b>	<b>35%</b>
Gasóleo Pesado (kg/h)	22520
Fração 1 (kg/h)	62370

Logo, esta simulação passa a ser atrativa, quando se leva em conta a recuperação da Fração 1, que é utilizada principalmente como carga para as unidades de FCC (Craqueamento Catalítico fluído), gerando produtos de menor peso molecular e maior valor econômico.

## CAPÍTULO VIII

### VIII – Conclusão

O processo de recuperação das frações pesadas provenientes das unidades de destilação atmosférica e destilação a vácuo é uma estratégia para o maior aproveitamento destas frações, que não apresentam um alto valor comercial, sendo assim um objeto de estudo nos dias atuais.

Nas simulações realizadas no estudo ocorreu a mistura do resíduo de vácuo com porcentagens de 10%, 35% e 50% de gasóleo pesado, resultando em quatro produtos, Fração Vapor, Fração 1, fração 2 e Fração 3. A Fração 3 é o resíduo da destilação e as Frações 1 e 2 são gasóleos pesados, sendo a primeira a mais leve por apresentar um maior grau API. Quatro simulações foram realizadas, sendo as três primeiras referentes às porcentagens de 10%, 35% e 50% de gasóleo e na quarta, modificações nas especificações da coluna foram realizadas, para aumentar o rendimento do processo.

As primeiras simulações realizadas nesse estudo não foram tão atrativas devido à baixa recuperação da Fração 1, que é a de maior valor agregado. Porém, modificações no perfil de temperatura e nas vazões dos refluxos circulantes da simulação com 35% de Gasóleo Pesado possibilitaram uma maior recuperação desta fração, o que passou a viabilizar a estratégia proposta. Na primeira simulação com 35% de Gasóleo Pesado a recuperação da Fração 1 foi de 24670 kg/h, enquanto as modificações nessa simulação possibilitaram uma recuperação de 62370 kg/h da mesma fração.

Foram realizados dois estudos de caso para cada simulação apresentada no projeto. Estes estudos de caso possibilitam a avaliação do processo, mediante a variação de uma variável, denominada independente, e a observação de variáveis respostas, denominadas dependentes, em decorrência dessas variações. Nos dois estudos de caso a variável independente foi a porcentagem da fração vaporizada da carga de entrada da coluna, sendo que as variáveis dependentes no primeiro estudo foram a vazão mássica da Fração 1 e Fração 2, e no segundo estudo foram a temperatura da corrente de entrada da coluna e a vazão mássica da Fração 3. Os resultados com as melhores faixas de fração vaporizada pra cada simulação estão apresentados na tabela VIII.1.



**Tabela VIII.1:** Faixas da porcentagem de fração vaporizada da corrente de entrada da coluna para cada estudo de caso

<b>Simulação (% de Gasóleo Pesado)</b>	<b>10%</b>	<b>35%</b>	<b>50%</b>
<b>Primeiro estudo de caso (Porcentagem da Fração Vaporizada)</b>	0,60 - 0,65	0,45 - 0,50	0,40 - 0,45
<b>Segundo estudo de caso (Porcentagem da Fração Vaporizada)</b>	0,45 - 0,50	0,45 - 0,50	0,40 - 0,45

Modificações nesse projeto podem ser realizadas em estudos posteriores para melhorar a recuperação de Gasóleo pesado ou ainda possibilitar a recuperação de Gasóleo Leve, que é uma fração de maior valor comercial. Essas modificações podem ser:

- Alterações na pressão da carga de entrada da coluna;
- Alterações no perfil de pressão e temperatura da coluna de fracionamento;
- Alterações nas vazões dos Refluxos circulantes da coluna;
- Utilização de recheios estruturados ao invés da utilização de pratos perfurados.

A partir desse estudo foi verificado que há uma grande possibilidade de aproveitamento, através do processamento da mistura do resíduo de vácuo com pequenas porcentagens de gasóleo, para a obtenção de produtos com maior valor agregado.


## CAPÍTULO IX

### IX - Referências Bibliográficas

1. Abadie, E. Processos de Refinação, PETROBRÁS, CENPES – DIVEN, 1987.
2. AspenTech – Oil Characterization, EA1034.04.03 – Vacuum Tower , 2005
3. Barbosa, W. C.; Farias, F.; Maciel, R.; Lima, N. M. N.; Maciel, M. R. W.; Medina, L. C. Desenvolvimento de metodologia para o cálculo de propriedades termodinâmicas de petróleo pesado. 4º PDPETRO, 2007.
4. Bombardelli, C.; Franco, A. T.; Abogderah, A. M. Determinação da Incrustação num Distribuidor de Gasóleo de Reciclo de uma torre de Destilação a Vácuo, 2005.
5. Douglas, J. M. Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, p.13.1 – 13.108, 1998.
6. Henley, E. J. e Seader, J. D. Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, John Wiley & Sons, New York, p.1-85, 1981.
7. Hines<sup>a</sup> e Maddox R., Mass Transfer – Fundamentals and Applications, Prentice-Hall.
8. Índio, Nilo do Brasil. Destilação de Petróleo, PETROBRÁS, CENPES – DIVEN, 1987.
9. Jungmann, A.R.; Salles, M.H.G.; Estudo de Viabilidade de Separação de Leves do RAT através da Destilação a Vácuo. Rio de Janeiro: Escola de Química – UFRJ, Projeto Final de curso, p.4-47, 2009.
10. Lima, N.M.N.; Farias, F.; Barbosa, W.; Maciel, M.R.W.; Maciel, R.; Medina, L. Análise da influência experimental da curva PEV na sensibilidade da simulação do refino de petróleo. 4ºPDPERTO, 2007.
11. Pereira, A.F.R.; Robertson, R.F. Avaliação do Processo de Extração com Fluido Supercrítico de Resíduo de Vácuo. Rio de Janeiro: Escola de Química – UFRJ, Projeto Final de curso, p.4–21, 2008.
12. Rudd, D.F.; Watson. C.C. Strategy of Process Engineering, J. Wiley, 1968.
13. Smith, J.M.; Van Ness, H.C.; Abbot M.M – Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química, Quinta Edição.
14. Syklo, Alexandre e Uller, Victor Cohen. Fundamentos do Refino de Petróleo. Editora Interciência, 2ª Edição, 2008.

15. Thomas, J.E. – Fundamentos da Engenharia do Petróleo, 2001 – Editora Interciência
16. Wauquier, Jean-Pierre. Separation Processes. Institut Français du Pétrole. Editions TECHNIP, 2000.
17. [www.anp.gov.br/CapitalHumano/Arquivos/PRH13/LucianoCoutinho\\_PRH13\\_UFRJEQ\\_G.pdf](http://www.anp.gov.br/CapitalHumano/Arquivos/PRH13/LucianoCoutinho_PRH13_UFRJEQ_G.pdf), acesso em: 8 de maio de 2009.
18. [labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php), acesso em: 02 de julho de 2009.
19. [www.portalabpg.org.br/PDPetro/4/resumos/4PDPETRO\\_3\\_1\\_0174-1.pdf](http://www.portalabpg.org.br/PDPetro/4/resumos/4PDPETRO_3_1_0174-1.pdf), acesso em: 03 de janeiro de 2009.
20. [www.portalabpg.org.br/PDPetro/4/resumos/4PDPETRO\\_4\\_2\\_0431-3.pdf](http://www.portalabpg.org.br/PDPetro/4/resumos/4PDPETRO_4_2_0431-3.pdf), acesso em 15 de maio de 2009.
21. Zao, S.; Zhiming, X.; Chung, K. H.; wang, C. R. Systematic characterization of petroleum residua based on SFEF. Fuel, v.84, p.635-645, 2005.

## **Anexo 1 – Primeira Simulação com 35 % de Gasóleo Pesado**

1	 TECHNIP FRANCE Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI
2		Unit Set:	Refinery
3		Date/Time:	Mon Aug 10 09:32:36 2009
4			
5			

6	<b>Material Stream: carga coluna</b>	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	Peng-Robinson
8			

**CONDITIONS**

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
12 Vapour / Phase Fraction	0.5000 *	0.5000	0.5000
13 Temperature: (C)	467.6	467.6	467.6
14 Pressure: (kPa)	12.75	12.75	12.75
15 Molar Flow (kgmole/h)	342.5	171.2	171.2
16 Mass Flow (kg/h)	1.927e+005	8.084e+004	1.118e+005
17 Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	196.8	83.84	113.0
18 Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.085e+005	-3.797e+005	-6.374e+005
19 Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	2275	1914	2635
20 Heat Flow (kJ/h)	-1.742e+008	-6.502e+007	-1.091e+008
21 Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	199.4 *	85.43	113.1

**PROPERTIES**

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
25 Molecular Weight	562.6	472.1	653.0
26 Molar Density (kgmole/m3)	4.188e-003	2.098e-003	1.052
27 Mass Density (kg/m3)	2.356	0.9905	687.1
28 Act. Volume Flow (m3/h)	8.177e+004	8.161e+004	162.8
29 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-904.0	-804.3	-976.0
30 Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.043	4.055	4.035
31 Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1789	1422	2157
32 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.181	3.012	3.303
33 Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	---
34 Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	---
35 Phase Fraction [Vol. Basis]	0.4259	0.4259	0.5741
36 Phase Fraction [Mass Basis]	0.4196	0.4196	0.5804
37 Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	---
38 Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
39 Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	8.161e+004	---
40 Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	1.740	2.042	1.515
41 Specific Heat (kJ/kgmole-C)	1789	1422	2157
42 Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8098	4049	4049
43 Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	12.77	14.96	11.19
44 Act. Liq. Flow (m3/s)	4.521e-002	---	4.521e-002
45 Z Factor	---	0.9867	1.968e-003
46 Watson K	11.71	11.60	11.81
47 User Property	---	---	---
48 Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	---
49 Cp/(Cp - R)	1.005	1.006	1.004
50 Cp/Cv	1.003	1.006	1.004
51 Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.465e+005	---	---
52 Kinematic Viscosity (cSt)	---	6.801	0.7451
53 Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	14.65	17.74	11.33
54 Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	199.4	85.43	113.1
55 Liquid Fraction	0.5000	0.0000	1.000
56 Molar Volume (m3/kgmole)	238.8	476.6	0.9505
57 Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	793.8	---	---
58 Phase Fraction [Molar Basis]	0.5000	0.5000	0.5000
59 Surface Tension (dyne/cm)	10.02	---	10.02
60 Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.705e-002	0.1082
61 Viscosity (cP)	---	6.737e-003	0.5119
62 Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	1781	1413	2149
63 Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.166	2.994	3.290
64 Cv (kJ/kgmole-C)	1785	1413	2149
65 Mass Cv (kJ/kg-C)	3.173	2.993	3.290
66 Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
67 Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
68 Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

**Material Stream: carga coluna (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

**PROPERTIES**

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---	---	
True VP at 37.8 C (kPa)	1.080	2.180	1.365e-003	
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	198.5	85.43	113.1	

**COMPOSITION**

**Overall Phase**

Vapour Fraction 0.5000 \*

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0482	0.0001	0.8689	0.0000	0.0009	0.0000
NBP[0]293*	5.0495	0.0147	1125.8638	0.0058	1.2639	0.0064
NBP[0]308*	3.5995	0.0105	847.4237	0.0044	0.9436	0.0048
NBP[0]322*	6.5936	0.0193	1655.6962	0.0086	1.8258	0.0093
NBP[0]335*	10.5972	0.0309	2784.9518	0.0145	3.0500	0.0155
NBP[0]350*	8.3518	0.0244	2311.6922	0.0120	2.5115	0.0128
NBP[0]364*	5.7461	0.0168	1662.1678	0.0086	1.7931	0.0091
NBP[0]378*	5.0363	0.0147	1522.6228	0.0079	1.6305	0.0083
NBP[0]393*	5.7457	0.0168	1811.3586	0.0094	1.9249	0.0098
NBP[0]404*	8.3214	0.0243	2742.9032	0.0142	2.8970	0.0147
NBP[0]420*	4.4936	0.0131	1562.7069	0.0081	1.6386	0.0083
NBP[0]438*	12.1192	0.0354	4489.8893	0.0233	4.6658	0.0237
NBP[1]517*	7.3100	0.0213	3662.4961	0.0190	3.8655	0.0196
NBP[1]539*	12.7079	0.0371	6737.5265	0.0350	7.0454	0.0358
NBP[1]560*	31.3592	0.0916	17664.4609	0.0917	18.2905	0.0929
NBP[1]579*	46.8502	0.1368	27750.9837	0.1440	28.5056	0.1448
NBP[1]599*	49.1895	0.1436	30633.8563	0.1590	31.2254	0.1586
NBP[1]620*	42.3245	0.1236	27788.1303	0.1442	28.1056	0.1428
NBP[1]640*	31.1841	0.0911	21499.7613	0.1116	21.5836	0.1097
NBP[1]661*	20.1027	0.0587	14483.7335	0.0752	14.4376	0.0734
NBP[1]682*	12.6139	0.0368	9487.1795	0.0492	9.3905	0.0477
NBP[1]702*	7.5548	0.0221	5906.4241	0.0307	5.8085	0.0295
NBP[1]724*	5.5712	0.0163	4526.5921	0.0235	4.4222	0.0225
Total	342.4700	1.0000	192659.2894	1.0000	196.8261	1.0000

**Vapour Phase**

Phase Fraction 0.5000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0482	0.0003	0.8683	0.0000	0.0009	0.0000
NBP[0]293*	4.9938	0.0292	1113.4468	0.0138	1.2500	0.0149
NBP[0]308*	3.5528	0.0207	836.4299	0.0103	0.9314	0.0111
NBP[0]322*	6.4929	0.0379	1630.4152	0.0202	1.7980	0.0214
NBP[0]335*	10.4094	0.0608	2735.5908	0.0338	2.9960	0.0357
NBP[0]350*	8.1747	0.0477	2262.6894	0.0280	2.4582	0.0293
NBP[0]364*	5.6011	0.0327	1620.2360	0.0200	1.7479	0.0208
NBP[0]378*	4.8832	0.0285	1476.3513	0.0183	1.5809	0.0189
NBP[0]393*	5.5330	0.0323	1744.3236	0.0216	1.8537	0.0221
NBP[0]404*	7.9619	0.0465	2624.4131	0.0325	2.7719	0.0331
NBP[0]420*	4.2502	0.0248	1478.0785	0.0183	1.5499	0.0185
NBP[0]438*	11.2695	0.0658	4175.0907	0.0516	4.3386	0.0518
NBP[1]517*	5.6106	0.0328	2811.0398	0.0348	2.9669	0.0354
NBP[1]539*	8.6904	0.0508	4607.5047	0.0570	4.8181	0.0575
NBP[1]560*	18.5421	0.1083	10444.6455	0.1292	10.8148	0.1290
NBP[1]579*	23.0090	0.1344	13629.0198	0.1686	13.9996	0.1670
NBP[1]599*	19.1172	0.1116	11905.6674	0.1473	12.1356	0.1448
NBP[1]620*	12.2196	0.0714	8022.7479	0.0992	8.1144	0.0968
NBP[1]640*	6.3602	0.0371	4385.0238	0.0542	4.4021	0.0525
NBP[1]661*	2.7804	0.0162	2003.2810	0.0248	1.9969	0.0238



TECHNIP FRANCE  
 Calgary, Alberta  
 CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
 Unit Set: Refinery  
 Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

**Material Stream: carga coluna (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
 Property Package: Peng-Robinson

**COMPOSITION**

**Vapour Phase (continued)**

Phase Fraction 0.5000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[1]682*	1.1235	0.0066	844.9825	0.0105	0.8364	0.0100
NBP[1]702*	0.4234	0.0025	331.0017	0.0041	0.3255	0.0039
NBP[1]724*	0.1878	0.0011	152.5516	0.0019	0.1490	0.0018
Total	171.2350	1.0000	80835.3993	1.0000	83.8365	1.0000


**Liquid Phase**

Phase Fraction 0.5000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[0]293*	0.0557	0.0003	12.4170	0.0001	0.0139	0.0001
NBP[0]308*	0.0467	0.0003	10.9938	0.0001	0.0122	0.0001
NBP[0]322*	0.1007	0.0006	25.2810	0.0002	0.0279	0.0002
NBP[0]335*	0.1878	0.0011	49.3609	0.0004	0.0541	0.0005
NBP[0]350*	0.1770	0.0010	49.0028	0.0004	0.0532	0.0005
NBP[0]364*	0.1450	0.0008	41.9318	0.0004	0.0452	0.0004
NBP[0]378*	0.1530	0.0009	46.2715	0.0004	0.0495	0.0004
NBP[0]393*	0.2126	0.0012	67.0350	0.0006	0.0712	0.0006
NBP[0]404*	0.3595	0.0021	118.4901	0.0011	0.1251	0.0011
NBP[0]420*	0.2434	0.0014	84.6285	0.0008	0.0887	0.0008
NBP[0]438*	0.8497	0.0050	314.7986	0.0028	0.3271	0.0029
NBP[1]517*	1.6994	0.0099	851.4563	0.0076	0.8987	0.0080
NBP[1]539*	4.0175	0.0235	2130.0218	0.0190	2.2274	0.0197
NBP[1]560*	12.8171	0.0749	7219.8154	0.0646	7.4757	0.0662
NBP[1]579*	23.8412	0.1392	14121.9639	0.1263	14.5060	0.1284
NBP[1]599*	30.0723	0.1756	18728.1889	0.1675	19.0898	0.1690
NBP[1]620*	30.1049	0.1758	19765.3824	0.1768	19.9912	0.1769
NBP[1]640*	24.8239	0.1450	17114.7375	0.1531	17.1815	0.1521
NBP[1]661*	17.3222	0.1012	12480.4525	0.1116	12.4407	0.1101
NBP[1]682*	11.4905	0.0671	8642.1970	0.0773	8.5542	0.0757
NBP[1]702*	7.1314	0.0416	5575.4224	0.0499	5.4829	0.0485
NBP[1]724*	5.3834	0.0314	4374.0406	0.0391	4.2732	0.0378
Total	171.2350	1.0000	111823.8901	1.0000	112.9895	1.0000

**K VALUE**

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	1451	1451	---
NBP[0]293*	89.67	89.67	---
NBP[0]308*	76.08	76.08	---
NBP[0]322*	64.49	64.49	---
NBP[0]335*	55.42	55.42	---
NBP[0]350*	46.17	46.17	---
NBP[0]364*	38.64	38.64	---
NBP[0]378*	31.91	31.91	---
NBP[0]393*	26.02	26.02	---
NBP[0]404*	22.15	22.15	---
NBP[0]420*	17.47	17.47	---
NBP[0]438*	13.26	13.26	---
NBP[1]517*	3.301	3.301	---
NBP[1]539*	2.163	2.163	---
NBP[1]560*	1.447	1.447	---
NBP[1]579*	0.9651	0.9651	---
NBP[1]599*	0.6357	0.6357	---
NBP[1]620*	0.4059	0.4059	---
NBP[1]640*	0.2562	0.2562	---

1	 TECHNIP FRANCE Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI
2		Unit Set:	Refinery
3		Date/Time:	Mon Aug 10 09:32:36 2009
4			
5			

6	<b>Material Stream: carga coluna (continued)</b>	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	Peng-Robinson
8			

9	<b>K VALUE</b>			
10	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
11	NBP[1]661*	0.1605	0.1605	---
12	NBP[1]682*	9.777e-002	9.777e-002	---
13	NBP[1]702*	5.937e-002	5.937e-002	---
14	NBP[1]724*	3.488e-002	3.488e-002	---
15				

16	<b>UNIT OPERATIONS</b>		
17	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
18	Column Sub-Flowsheet: Torre de Vacuo	Heater: E-100	

19	<b>UTILITIES</b>		
20	( No utilities reference this stream )		

21	<b>DYNAMICS</b>		
22	Pressure Specification (Inactive)	12.75 kPa	
23	Flow Specification (Inactive)	Molar: 342.5 kgmole/h	Mass: 1.927e+005 kg/h
24			Std Ideal Liq Volume: 196.8 m3/h

25	<b>User Variables</b>		
----	-----------------------	--	--

26	<b>NOTES</b>		
----	--------------	--	--

27	<b>Description</b>		
28			
29			

30	<b>Material Stream: Vapor Super.</b>	Fluid Package:	Basis-1
31		Property Package:	Peng-Robinson
32			

33	<b>CONDITIONS</b>			
34		Overall	Vapour Phase	
35	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
36	Temperature: (C)	150.0 *	150.0	
37	Pressure: (kPa)	150.0 *	150.0	
38	Molar Flow (kgmole/h)	99.92	99.92	
39	Mass Flow (kg/h)	1800 *	1800	
40	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.804	1.804	
41	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.376e+005	-2.376e+005	
42	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	182.2	182.2	
43	Heat Flow (kJ/h)	-2.375e+007	-2.375e+007	
44	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	1.774 *	1.774	

45	<b>PROPERTIES</b>			
46		Overall	Vapour Phase	
47	Molecular Weight	18.02	18.02	
48	Molar Density (kgmole/m3)	4.303e-002	4.303e-002	
49	Mass Density (kg/m3)	0.7752	0.7752	
50	Act. Volume Flow (m3/h)	2322	2322	
51	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.319e+004	-1.319e+004	
52	Mass Entropy (kJ/kg-C)	10.11	10.11	
53	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	34.83	34.83	
54	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.934	1.934	
55	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000	
56	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	
57	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	
58	Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000	
59	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
60	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
61	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2322	2322	





TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Material Stream: Vapor Super. (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### PROPERTIES

		Overall	Vapour Phase		
12	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40		
13	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	34.83	34.83		
14	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2362	2362		
15	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	10.00	10.00		
16	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---		
17	Z Factor	0.9909	0.9909		
18	Watson K	---	---		
19	User Property	---	---		
20	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
21	Cp/(Cp - R)	1.314	1.314		
22	Cp/Cv	1.327	1.327		
23	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.047e+004	---		
24	Kinematic Viscosity (cSt)	18.15	18.15		
25	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	7.655	7.655		
26	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	1.774	1.774		
27	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
28	Molar Volume (m3/kgmole)	23.24	23.24		
29	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2246	---		
30	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
31	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
32	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.882e-002	2.882e-002		
33	Viscosity (cP)	1.407e-002	1.407e-002		
34	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	26.52	26.52		
35	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.472	1.472		
36	Cv (kJ/kgmole-C)	26.26	26.26		
37	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.457	1.457		
38	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	26.17	26.17		
39	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	1.453	1.453		
40	Cp/Cv (Ent. Method)	1.331	1.331		
41	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
42	True VP at 37.8 C (kPa)	6.467	6.467		
43	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	1.774	1.774		

#### COMPOSITION

##### Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
50	H2O	99.9162 *	1.0000 *	1800.0000 *	1.8036 *	1.0000 *
51	NBP[0]293*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
52	NBP[0]308*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
53	NBP[0]322*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
54	NBP[0]335*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
55	NBP[0]350*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
56	NBP[0]364*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
57	NBP[0]378*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
58	NBP[0]393*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
59	NBP[0]404*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
60	NBP[0]420*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
61	NBP[0]438*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
62	NBP[1]517*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
63	NBP[1]539*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
64	NBP[1]560*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
65	NBP[1]579*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
66	NBP[1]599*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
67	NBP[1]620*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
68	NBP[1]640*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

**Material Stream: Vapor Super. (continued)**

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

**COMPOSITION**

**Overall Phase (continued)**

Vapour Fraction 1.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[1]661*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
16	NBP[1]682*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
17	NBP[1]702*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
18	NBP[1]724*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
19	Total	99.9162	1.0000	1800.0000	1.0000	1.8036	1.0000

**Vapour Phase**

Phase Fraction 1.000

22	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
24	H2O	99.9162	1.0000	1800.0000	1.0000	1.8036	1.0000
25	NBP[0]293*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	NBP[0]308*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	NBP[0]322*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	NBP[0]335*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	NBP[0]350*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	NBP[0]364*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	NBP[0]378*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	NBP[0]393*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	NBP[0]404*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	NBP[0]420*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	NBP[0]438*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	NBP[1]539*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	NBP[1]560*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	NBP[1]579*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	NBP[1]599*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	NBP[1]620*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	NBP[1]640*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	NBP[1]661*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	NBP[1]682*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	NBP[1]702*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	NBP[1]724*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Total	99.9162	1.0000	1800.0000	1.0000	1.8036	1.0000

**K VALUE**

50	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
51	H2O	---	---	---
52	NBP[0]293*	---	---	---
53	NBP[0]308*	---	---	---
54	NBP[0]322*	---	---	---
55	NBP[0]335*	---	---	---
56	NBP[0]350*	---	---	---
57	NBP[0]364*	---	---	---
58	NBP[0]378*	---	---	---
59	NBP[0]393*	---	---	---
60	NBP[0]404*	---	---	---
61	NBP[0]420*	---	---	---
62	NBP[0]438*	---	---	---
63	NBP[1]517*	---	---	---
64	NBP[1]539*	---	---	---
65	NBP[1]560*	---	---	---
66	NBP[1]579*	---	---	---
67	NBP[1]599*	---	---	---
68	NBP[1]620*	---	---	---

<b>Material Stream: Vapor Super. (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng-Robinson

K VALUE				
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
NBP[1]640*	---	---	---	
NBP[1]661*	---	---	---	
NBP[1]682*	---	---	---	
NBP[1]702*	---	---	---	
NBP[1]724*	---	---	---	

UNIT OPERATIONS		
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Column Sub-Flowsheet: Torre de Vacuo		

**UTILITIES**  
( No utilities reference this stream )

DYNAMICS				
Pressure Specification (Active): 150.0 kPa *				
Flow Specification (Active) Molar: 99.92 kgmole/h	Mass: 1800 kg/h *	Std Ideal Liq Volume: 1.804 m3/h		

**User Variables**

**NOTES**

**Description**

<b>Material Stream: Fração Vapor @COL1</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng-Robinson

CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (C)	164.0	164.0		
Pressure: (kPa)	11.00	11.00		
Molar Flow (kgmole/h)	103.3	103.3		
Mass Flow (kg/h)	2641	2641		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.734	2.734		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.422e+005	-2.422e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	216.7	216.7		
Heat Flow (kJ/h)	-2.501e+007	-2.501e+007		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	2.532 *	2.532		

PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase		
Molecular Weight	25.58	25.58		
Molar Density (kgmole/m3)	3.028e-003	3.028e-003		
Mass Density (kg/m3)	7.746e-002	7.746e-002		
Act. Volume Flow (m3/h)	3.410e+004	3.410e+004		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9470	-9470		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	8.474	8.474		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	49.66	49.66		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.942	1.942		
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---		
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---		
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Material Stream: Fração Vapor @COL1 (conti

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### PROPERTIES

		Overall	Vapour Phase		
12	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	3.410e+004	3.410e+004		
13	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	37.77	37.77		
14	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	49.66	49.66		
15	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2442	2442		
16	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	14.67	14.67		
17	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---		
18	Z Factor	0.9993	0.9993		
19	Watson K	11.26	11.26		
20	User Property	---	---		
21	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
22	Cp/(Cp - R)	1.201	1.201		
23	Cp/Cv	1.202	1.202		
24	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	5.012e+004	---		
25	Kinematic Viscosity (cSt)	164.1	164.1		
26	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	3.871	3.871		
27	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	2.532	2.532		
28	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
29	Molar Volume (m3/kgmole)	330.2	330.2		
30	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1960	---		
31	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
32	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
33	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.863e-002	2.863e-002		
34	Viscosity (cP)	1.271e-002	1.271e-002		
35	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	41.34	41.34		
36	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.617	1.617		
37	Cv (kJ/kgmole-C)	41.32	41.32		
38	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.616	1.616		
39	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
40	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
41	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
42	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
43	True VP at 37.8 C (kPa)	6.472	6.472		
44	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	2.532	2.532		

#### COMPOSITION

##### Overall Phase

Vapour Fraction 1.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
51	H2O	99.8434	0.9668	1798.6897	0.6810	1.8023	0.6592
52	NBP[0]293*	1.2413	0.0120	276.7579	0.1048	0.3107	0.1136
53	NBP[0]308*	0.5429	0.0053	127.8207	0.0484	0.1423	0.0521
54	NBP[0]322*	0.5931	0.0057	148.9351	0.0564	0.1642	0.0601
55	NBP[0]335*	0.5859	0.0057	153.9758	0.0583	0.1686	0.0617
56	NBP[0]350*	0.2560	0.0025	70.8500	0.0268	0.0770	0.0282
57	NBP[0]364*	0.0990	0.0010	28.6405	0.0108	0.0309	0.0113
58	NBP[0]378*	0.0469	0.0005	14.1710	0.0054	0.0152	0.0056
59	NBP[0]393*	0.0279	0.0003	8.7836	0.0033	0.0093	0.0034
60	NBP[0]404*	0.0242	0.0002	7.9698	0.0030	0.0084	0.0031
61	NBP[0]420*	0.0061	0.0001	2.1373	0.0008	0.0022	0.0008
62	NBP[0]438*	0.0070	0.0001	2.5763	0.0010	0.0027	0.0010
63	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	0.0237	0.0000	0.0000	0.0000
64	NBP[1]539*	0.0000	0.0000	0.0044	0.0000	0.0000	0.0000
65	NBP[1]560*	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
66	NBP[1]579*	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
67	NBP[1]599*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	NBP[1]620*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

**Material Stream: Fração Vapor @COL1 (conti**

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

**COMPOSITION**

**Overall Phase (continued)**

Vapour Fraction 1.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[1]640*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	NBP[1]661*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	NBP[1]682*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	NBP[1]702*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	NBP[1]724*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	Total	103.2737	1.0000	2641.3366	1.0000	2.7340	1.0000

**Vapour Phase**

Phase Fraction 1.000

23	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
25	H2O	99.8434	0.9668	1798.6897	0.6810	1.8023	0.6592
26	NBP[0]293*	1.2413	0.0120	276.7579	0.1048	0.3107	0.1136
27	NBP[0]308*	0.5429	0.0053	127.8207	0.0484	0.1423	0.0521
28	NBP[0]322*	0.5931	0.0057	148.9351	0.0564	0.1642	0.0601
29	NBP[0]335*	0.5859	0.0057	153.9758	0.0583	0.1686	0.0617
30	NBP[0]350*	0.2560	0.0025	70.8500	0.0268	0.0770	0.0282
31	NBP[0]364*	0.0990	0.0010	28.6405	0.0108	0.0309	0.0113
32	NBP[0]378*	0.0469	0.0005	14.1710	0.0054	0.0152	0.0056
33	NBP[0]393*	0.0279	0.0003	8.7836	0.0033	0.0093	0.0034
34	NBP[0]404*	0.0242	0.0002	7.9698	0.0030	0.0084	0.0031
35	NBP[0]420*	0.0061	0.0001	2.1373	0.0008	0.0022	0.0008
36	NBP[0]438*	0.0070	0.0001	2.5763	0.0010	0.0027	0.0010
37	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	0.0237	0.0000	0.0000	0.0000
38	NBP[1]539*	0.0000	0.0000	0.0044	0.0000	0.0000	0.0000
39	NBP[1]560*	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
40	NBP[1]579*	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
41	NBP[1]599*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	NBP[1]620*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	NBP[1]640*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	NBP[1]661*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	NBP[1]682*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	NBP[1]702*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	NBP[1]724*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	Total	103.2737	1.0000	2641.3366	1.0000	2.7340	1.0000

**K VALUE**

51	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
52	H2O	---	---	---
53	NBP[0]293*	---	---	---
54	NBP[0]308*	---	---	---
55	NBP[0]322*	---	---	---
56	NBP[0]335*	---	---	---
57	NBP[0]350*	---	---	---
58	NBP[0]364*	---	---	---
59	NBP[0]378*	---	---	---
60	NBP[0]393*	---	---	---
61	NBP[0]404*	---	---	---
62	NBP[0]420*	---	---	---
63	NBP[0]438*	---	---	---
64	NBP[1]517*	---	---	---
65	NBP[1]539*	---	---	---
66	NBP[1]560*	---	---	---
67	NBP[1]579*	---	---	---
68	NBP[1]599*	---	---	---



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Material Stream: Fração Vapor @COL1 (conti

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
NBP[1]620*	---	---	---
NBP[1]640*	---	---	---
NBP[1]661*	---	---	---
NBP[1]682*	---	---	---
NBP[1]702*	---	---	---
NBP[1]724*	---	---	---

#### UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
Material Stream: Fração Vapor	Tray Section: Torre de Vácuo @COL1	

#### UTILITIES

( No utilities reference this stream )

#### DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive)	11.00 kPa
Flow Specification (Inactive)	Molar: 103.3 kgmole/h    Mass: 2641 kg/h    Std Ideal Liq Volume: 2.734 m3/h

#### User Variables

#### NOTES

#### Description

### Material Stream: Fração1

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### CONDITIONS

	Overall	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	226.5	226.5
Pressure: (kPa)	11.25	11.25
Molar Flow (kgmole/h)	77.50	77.50
Mass Flow (kg/h)	2.467e+004	2.467e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	26.35	26.35
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.485e+005	-5.485e+005
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	678.4	678.4
Heat Flow (kJ/h)	-4.251e+007	-4.251e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	26.51 *	26.51

#### PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase
Molecular Weight	318.3	318.3
Molar Density (kgmole/m3)	2.486	2.486
Mass Density (kg/m3)	791.2	791.2
Act. Volume Flow (m3/h)	31.18	31.18
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1723	-1723
Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.131	2.131
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	804.1	804.1
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.526	2.526
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Material Stream: Fração1 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

### PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
13	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
14	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	2.942	2.942		
15	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	804.1	804.1		
16	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1833	1833		
17	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	19.34	19.34		
18	Act. Liq. Flow (m3/s)	8.660e-003	8.660e-003		
19	Z Factor	1.089e-003	1.089e-003		
20	Watson K	11.31	11.31		
21	User Property	---	---		
22	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
23	Cp/(Cp - R)	1.010	1.010		
24	Cp/Cv	1.054	1.054		
25	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.812e+005	---		
26	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4680	0.4680		
27	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	20.27	20.27		
28	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	26.51	26.51		
29	Liquid Fraction	1.000	1.000		
30	Molar Volume (m3/kgmole)	0.4023	0.4023		
31	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	569.2	---		
32	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
33	Surface Tension (dyne/cm)	18.94	18.94		
34	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1313	0.1313		
35	Viscosity (cP)	0.3703	0.3703		
36	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	795.8	795.8		
37	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.500	2.500		
38	Cv (kJ/kgmole-C)	762.7	762.7		
39	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.396	2.396		
40	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
41	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
42	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
43	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
44	True VP at 37.8 C (kPa)	2.733	2.733		
45	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	26.51	26.51		

### COMPOSITION

#### Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
52	H2O	0.0263	0.0003	0.4732	0.0000	0.0005	0.0000
53	NBP[0]293*	3.7870	0.0489	844.3641	0.0342	0.9479	0.0360
54	NBP[0]308*	3.0382	0.0392	715.2752	0.0290	0.7965	0.0302
55	NBP[0]322*	5.9595	0.0769	1496.4878	0.0607	1.6503	0.0626
56	NBP[0]335*	9.9326	0.1282	2610.2944	0.1058	2.8587	0.1085
57	NBP[0]350*	8.0187	0.1035	2219.4976	0.0900	2.4113	0.0915
58	NBP[0]364*	5.5813	0.0720	1614.5090	0.0655	1.7417	0.0661
59	NBP[0]378*	4.9167	0.0634	1486.4618	0.0603	1.5917	0.0604
60	NBP[0]393*	5.6111	0.0724	1768.9434	0.0717	1.8798	0.0713
61	NBP[0]404*	8.1082	0.1046	2672.6426	0.1083	2.8228	0.1071
62	NBP[0]420*	4.3493	0.0561	1512.5157	0.0613	1.5860	0.0602
63	NBP[0]438*	11.5761	0.1494	4288.6573	0.1739	4.4566	0.1691
64	NBP[1]517*	3.6057	0.0465	1806.5550	0.0732	1.9067	0.0724
65	NBP[1]539*	1.9040	0.0246	1009.4662	0.0409	1.0556	0.0401
66	NBP[1]560*	0.8684	0.0112	489.1527	0.0198	0.5065	0.0192
67	NBP[1]579*	0.1933	0.0025	114.4944	0.0046	0.1176	0.0045
68	NBP[1]599*	0.0259	0.0003	16.1093	0.0007	0.0164	0.0006



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADEVARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Material Stream: Fração1 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

### COMPOSITION

#### Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[1]620*	0.0022	0.0000	1.4665	0.0001	0.0015	0.0001
NBP[1]640*	0.0001	0.0000	0.0992	0.0000	0.0001	0.0000
NBP[1]661*	0.0000	0.0000	0.0053	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]682*	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]702*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]724*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	77.5046	1.0000	24667.4709	1.0000	26.3483	1.0000

#### Liquid Phase


Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0263	0.0003	0.4732	0.0000	0.0005	0.0000
NBP[0]293*	3.7870	0.0489	844.3641	0.0342	0.9479	0.0360
NBP[0]308*	3.0382	0.0392	715.2752	0.0290	0.7965	0.0302
NBP[0]322*	5.9595	0.0769	1496.4878	0.0607	1.6503	0.0626
NBP[0]335*	9.9326	0.1282	2610.2944	0.1058	2.8587	0.1085
NBP[0]350*	8.0187	0.1035	2219.4976	0.0900	2.4113	0.0915
NBP[0]364*	5.5813	0.0720	1614.5090	0.0655	1.7417	0.0661
NBP[0]378*	4.9167	0.0634	1486.4618	0.0603	1.5917	0.0604
NBP[0]393*	5.6111	0.0724	1768.9434	0.0717	1.8798	0.0713
NBP[0]404*	8.1082	0.1046	2672.6426	0.1083	2.8228	0.1071
NBP[0]420*	4.3493	0.0561	1512.5157	0.0613	1.5860	0.0602
NBP[0]438*	11.5761	0.1494	4288.6573	0.1739	4.4566	0.1691
NBP[1]517*	3.6057	0.0465	1806.5550	0.0732	1.9067	0.0724
NBP[1]539*	1.9040	0.0246	1009.4662	0.0409	1.0556	0.0401
NBP[1]560*	0.8684	0.0112	489.1527	0.0198	0.5065	0.0192
NBP[1]579*	0.1933	0.0025	114.4944	0.0046	0.1176	0.0045
NBP[1]599*	0.0259	0.0003	16.1093	0.0007	0.0164	0.0006
NBP[1]620*	0.0022	0.0000	1.4665	0.0001	0.0015	0.0001
NBP[1]640*	0.0001	0.0000	0.0992	0.0000	0.0001	0.0000
NBP[1]661*	0.0000	0.0000	0.0053	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]682*	0.0000	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]702*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP[1]724*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	77.5046	1.0000	24667.4709	1.0000	26.3483	1.0000

### K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	0.0000	0.0000	---
NBP[0]293*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]308*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]322*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]335*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]350*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]364*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]378*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]393*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]404*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]420*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]438*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]517*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]539*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]560*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]579*	0.0000	0.0000	---



1	 TECHNIP FRANCE Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\CORREIO\FACULDADEVARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI
2		Unit Set:	Refinery
3		Date/Time:	Mon Aug 10 09:32:36 2009
4			

5	<b>Material Stream: Fração1 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
6			Property Package:	Peng-Robinson

K VALUE					
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY		
NBP[1]599*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]620*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]640*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]661*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]682*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]702*	0.0000	0.0000	---		
NBP[1]724*	0.0000	0.0000	---		

UNIT OPERATIONS		
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Column Sub-Flowsheet: Torre de Vacuo	

UTILITIES	
Boiling Point Curves:	Boiling Point Curves-4

DYNAMICS			
Pressure Specification (Inactive)	11.25 kPa		
Flow Specification (Inactive)	Molar: 77.50 kgmole/h	Mass: 2.467e+004 kg/h	Std Ideal Liq Volume: 26.35 m3/h

User Variables	

NOTES	
Description	

38	<b>Material Stream: Fração2</b>		Fluid Package:	Basis-1
39			Property Package:	Peng-Robinson

CONDITIONS				
	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	434.1	434.1		
Pressure: (kPa)	12.25	12.25		
Molar Flow (kgmole/h)	96.34	96.34		
Mass Flow (kg/h)	5.713e+004	5.713e+004		
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	58.62	58.62		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.420e+005	-6.420e+005		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	2275	2275		
Heat Flow (kJ/h)	-6.185e+007	-6.185e+007		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	58.67 *	58.67		

PROPERTIES				
	Overall	Liquid Phase		
Molecular Weight	593.0	593.0		
Molar Density (kgmole/m3)	1.164	1.164		
Mass Density (kg/m3)	690.5	690.5		
Act. Volume Flow (m3/h)	82.73	82.73		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1083	-1083		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.836	3.836		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1917	1917		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.233	3.233		
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---		
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---		
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000		



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Material Stream: Fração2 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

### PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---		
13	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
14	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
15	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	1.643	1.643		
16	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	1917	1917		
17	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	2278	2278		
18	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	13.41	13.41		
19	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.298e-002	2.298e-002		
20	Z Factor	1.789e-003	1.789e-003		
21	Watson K	11.82	11.82		
22	User Property	---	---		
23	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---		
24	Cp/(Cp - R)	1.004	1.004		
25	Cp/Cv	1.004	1.004		
26	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.926e+005	---		
27	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4048	0.4048		
28	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	13.53	13.53		
29	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	58.67	58.67		
30	Liquid Fraction	1.000	1.000		
31	Molar Volume (m3/kgmole)	0.8588	0.8588		
32	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	324.9	---		
33	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
34	Surface Tension (dyne/cm)	10.77	10.77		
35	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1098	0.1098		
36	Viscosity (cP)	0.2795	0.2795		
37	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	1909	1909		
38	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.219	3.219		
39	Cv (kJ/kgmole-C)	1909	1909		
40	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.219	3.219		
41	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
42	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
43	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
44	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
45	True VP at 37.8 C (kPa)	1.373	1.373		
46	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	58.67	58.67		

### COMPOSITION

#### Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION	
53	H2O	0.0171	0.0002	0.3086	0.0000	0.0003	0.0000
54	NBP[0]293*	0.0206	0.0002	4.5944	0.0001	0.0052	0.0001
55	NBP[0]308*	0.0177	0.0002	4.1714	0.0001	0.0046	0.0001
56	NBP[0]322*	0.0392	0.0004	9.8420	0.0002	0.0109	0.0002
57	NBP[0]335*	0.0749	0.0008	19.6871	0.0003	0.0216	0.0004
58	NBP[0]350*	0.0728	0.0008	20.1391	0.0004	0.0219	0.0004
59	NBP[0]364*	0.0614	0.0006	17.7652	0.0003	0.0192	0.0003
60	NBP[0]378*	0.0671	0.0007	20.2870	0.0004	0.0217	0.0004
61	NBP[0]393*	0.0969	0.0010	30.5553	0.0005	0.0325	0.0006
62	NBP[0]404*	0.1694	0.0018	55.8240	0.0010	0.0590	0.0010
63	NBP[0]420*	0.1211	0.0013	42.1004	0.0007	0.0441	0.0008
64	NBP[0]438*	0.4563	0.0047	169.0541	0.0030	0.1757	0.0030
65	NBP[1]517*	3.0823	0.0320	1544.2983	0.0270	1.6299	0.0278
66	NBP[1]539*	8.7159	0.0905	4621.0076	0.0809	4.8322	0.0824
67	NBP[1]560*	21.6991	0.2252	12222.9649	0.2140	12.6561	0.2159
68	NBP[1]579*	26.4334	0.2744	15657.3841	0.2741	16.0831	0.2744



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJETO FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Material Stream: Fração2 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

### COMPOSITION

#### Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[1]599*	19.6138	0.2036	12214.9234	0.2138	12.4508	0.2124
NBP[1]620*	10.1371	0.1052	6655.5082	0.1165	6.7315	0.1148
NBP[1]640*	3.8920	0.0404	2683.3492	0.0470	2.6938	0.0460
NBP[1]661*	1.1657	0.0121	839.8897	0.0147	0.8372	0.0143
NBP[1]682*	0.2999	0.0031	225.5488	0.0039	0.2233	0.0038
NBP[1]702*	0.0695	0.0007	54.3451	0.0010	0.0534	0.0009
NBP[1]724*	0.0180	0.0002	14.6344	0.0003	0.0143	0.0002
Total	96.3411	1.0000	57128.1822	1.0000	58.6223	1.0000

#### Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2O	0.0171	0.0002	0.3086	0.0000	0.0003	0.0000
NBP[0]293*	0.0206	0.0002	4.5944	0.0001	0.0052	0.0001
NBP[0]308*	0.0177	0.0002	4.1714	0.0001	0.0046	0.0001
NBP[0]322*	0.0392	0.0004	9.8420	0.0002	0.0109	0.0002
NBP[0]335*	0.0749	0.0008	19.6871	0.0003	0.0216	0.0004
NBP[0]350*	0.0728	0.0008	20.1391	0.0004	0.0219	0.0004
NBP[0]364*	0.0614	0.0006	17.7652	0.0003	0.0192	0.0003
NBP[0]378*	0.0671	0.0007	20.2870	0.0004	0.0217	0.0004
NBP[0]393*	0.0969	0.0010	30.5553	0.0005	0.0325	0.0006
NBP[0]404*	0.1694	0.0018	55.8240	0.0010	0.0590	0.0010
NBP[0]420*	0.1211	0.0013	42.1004	0.0007	0.0441	0.0008
NBP[0]438*	0.4563	0.0047	169.0541	0.0030	0.1757	0.0030
NBP[1]517*	3.0823	0.0320	1544.2983	0.0270	1.6299	0.0278
NBP[1]539*	8.7159	0.0905	4621.0076	0.0809	4.8322	0.0824
NBP[1]560*	21.6991	0.2252	12222.9649	0.2140	12.6561	0.2159
NBP[1]579*	26.4334	0.2744	15657.3841	0.2741	16.0831	0.2744
NBP[1]599*	19.6138	0.2036	12214.9234	0.2138	12.4508	0.2124
NBP[1]620*	10.1371	0.1052	6655.5082	0.1165	6.7315	0.1148
NBP[1]640*	3.8920	0.0404	2683.3492	0.0470	2.6938	0.0460
NBP[1]661*	1.1657	0.0121	839.8897	0.0147	0.8372	0.0143
NBP[1]682*	0.2999	0.0031	225.5488	0.0039	0.2233	0.0038
NBP[1]702*	0.0695	0.0007	54.3451	0.0010	0.0534	0.0009
NBP[1]724*	0.0180	0.0002	14.6344	0.0003	0.0143	0.0002
Total	96.3411	1.0000	57128.1822	1.0000	58.6223	1.0000

### K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
H2O	0.0000	0.0000	---
NBP[0]293*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]308*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]322*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]335*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]350*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]364*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]378*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]393*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]404*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]420*	0.0000	0.0000	---
NBP[0]438*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]517*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]539*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]560*	0.0000	0.0000	---

6	<b>Material Stream: Fração2 (continued)</b>	Fluid Package:	Basis-1
7		Property Package:	Peng-Robinson
8			

K VALUE					
COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY		
NBP[1]579*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]599*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]620*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]640*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]661*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]682*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]702*	0.0000	0.0000			---
NBP[1]724*	0.0000	0.0000			---

UNIT OPERATIONS		
FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Column Sub-Flowsheet: Torre de Vacuo	

UTILITIES	
Boiling Point Curves:	Boiling Point Curves-2

DYNAMICS					
Pressure Specification	(Inactive)	12.25 kPa			
Flow Specification	(Inactive)	Molar:	96.34 kgmole/h	Mass:	5.713e+004 kg/h
				Std Ideal Liq Volume:	58.62 m3/h

<b>User Variables</b>					
-----------------------	--	--	--	--	--

<b>NOTES</b>					
--------------	--	--	--	--	--

<b>Description</b>					
--------------------	--	--	--	--	--

<b>Material Stream: Fração3</b>	Fluid Package:	Basis-1
	Property Package:	Peng-Robinson

CONDITIONS					
	Overall	Liquid Phase			
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
Temperature: (C)	447.5	447.5			
Pressure: (kPa)	13.00	13.00			
Molar Flow (kgmole/h)	165.3	165.3			
Mass Flow (kg/h)	1.100e+005	1.100e+005			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	110.9	110.9			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6.936e+005	-6.936e+005			
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	2632	2632			
Heat Flow (kJ/h)	-1.146e+008	-1.146e+008			
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	110.9 *	110.9			

PROPERTIES					
	Overall	Liquid Phase			
Molecular Weight	665.7	665.7			
Molar Density (kgmole/m3)	1.060	1.060			
Mass Density (kg/m3)	705.6	705.6			
Act. Volume Flow (m3/h)	155.9	155.9			
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1042	-1042			
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.954	3.954			
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	2162	2162			
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.247	3.247			
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---			
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Material Stream: Fração3 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

### PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000	
13	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
14	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
15	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
16	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	1.490	1.490	
17	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	2162	2162	
18	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	3908	3908	
19	Std. Ideal Liq. Mass Density (API_60)	10.87	10.87	
20	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.331e-002	4.331e-002	
21	Z Factor	2.047e-003	2.047e-003	
22	Watson K	11.82	11.82	
23	User Property	---	---	
24	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	
25	Cp/(Cp - R)	1.004	1.004	
26	Cp/Cv	1.004	1.004	
27	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.907e+005	---	
28	Kinematic Viscosity (cSt)	0.9412	0.9412	
29	Liq. Mass Density (Std. Cond) (API_60)	10.90	10.90	
30	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	110.9	110.9	
31	Liquid Fraction	1.000	1.000	
32	Molar Volume (m3/kgmole)	0.9434	0.9434	
33	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	436.7	---	
34	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
35	Surface Tension (dyne/cm)	11.09	11.09	
36	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1134	0.1134	
37	Viscosity (cP)	0.6642	0.6642	
38	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	2153	2153	
39	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.234	3.234	
40	Cv (kJ/kgmole-C)	2153	2153	
41	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.234	3.234	
42	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	
43	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	
44	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	
45	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---	
46	True VP at 37.8 C (kPa)	3.585	3.585	
47	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	110.9	110.9	

### COMPOSITION

#### Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
54	H2O	0.0776	0.0005	1.3974	0.0000	0.0014
55	NBP[0]293*	0.0007	0.0000	0.1474	0.0000	0.0002
56	NBP[0]308*	0.0007	0.0000	0.1564	0.0000	0.0002
57	NBP[0]322*	0.0017	0.0000	0.4312	0.0000	0.0005
58	NBP[0]335*	0.0038	0.0000	0.9944	0.0000	0.0011
59	NBP[0]350*	0.0044	0.0000	1.2055	0.0000	0.0013
60	NBP[0]364*	0.0043	0.0000	1.2531	0.0000	0.0014
61	NBP[0]378*	0.0056	0.0000	1.7030	0.0000	0.0018
62	NBP[0]393*	0.0098	0.0001	3.0764	0.0000	0.0033
63	NBP[0]404*	0.0196	0.0001	6.4669	0.0001	0.0068
64	NBP[0]420*	0.0171	0.0001	5.9535	0.0001	0.0062
65	NBP[0]438*	0.0799	0.0005	29.6016	0.0003	0.0308
66	NBP[1]517*	0.6220	0.0038	311.6192	0.0028	0.3289
67	NBP[1]539*	2.0880	0.0126	1107.0483	0.0101	1.1576
68	NBP[1]560*	8.7918	0.0532	4952.3425	0.0450	5.1278



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Material Stream: Fração3 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### COMPOSITION

##### Overall Phase (continued)

Vapour Fraction 0.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[1]579*	20.2236	0.1224	11979.1051	0.1089	12.3048	0.1109
16	NBP[1]599*	29.5498	0.1788	18402.8236	0.1673	18.7582	0.1691
17	NBP[1]620*	32.1851	0.1947	21131.1556	0.1921	21.3726	0.1927
18	NBP[1]640*	27.2919	0.1651	18816.3130	0.1710	18.8897	0.1703
19	NBP[1]661*	18.9369	0.1146	13643.8385	0.1240	13.6004	0.1226
20	NBP[1]682*	12.3141	0.0745	9261.6305	0.0842	9.1673	0.0826
21	NBP[1]702*	7.4852	0.0453	5852.0790	0.0532	5.7550	0.0519
22	NBP[1]724*	5.5532	0.0336	4511.9577	0.0410	4.4079	0.0397
23	Total	165.2667	1.0000	110022.2998	1.0000	110.9252	1.0000

##### Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

26	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	H2O	0.0776	0.0005	1.3974	0.0000	0.0014	0.0000
29	NBP[0]293*	0.0007	0.0000	0.1474	0.0000	0.0002	0.0000
30	NBP[0]308*	0.0007	0.0000	0.1564	0.0000	0.0002	0.0000
31	NBP[0]322*	0.0017	0.0000	0.4312	0.0000	0.0005	0.0000
32	NBP[0]335*	0.0038	0.0000	0.9944	0.0000	0.0011	0.0000
33	NBP[0]350*	0.0044	0.0000	1.2055	0.0000	0.0013	0.0000
34	NBP[0]364*	0.0043	0.0000	1.2531	0.0000	0.0014	0.0000
35	NBP[0]378*	0.0056	0.0000	1.7030	0.0000	0.0018	0.0000
36	NBP[0]393*	0.0098	0.0001	3.0764	0.0000	0.0033	0.0000
37	NBP[0]404*	0.0196	0.0001	6.4669	0.0001	0.0068	0.0001
38	NBP[0]420*	0.0171	0.0001	5.9535	0.0001	0.0062	0.0001
39	NBP[0]438*	0.0799	0.0005	29.6016	0.0003	0.0308	0.0003
40	NBP[1]517*	0.6220	0.0038	311.6192	0.0028	0.3289	0.0030
41	NBP[1]539*	2.0880	0.0126	1107.0483	0.0101	1.1576	0.0104
42	NBP[1]560*	8.7918	0.0532	4952.3425	0.0450	5.1278	0.0462
43	NBP[1]579*	20.2236	0.1224	11979.1051	0.1089	12.3048	0.1109
44	NBP[1]599*	29.5498	0.1788	18402.8236	0.1673	18.7582	0.1691
45	NBP[1]620*	32.1851	0.1947	21131.1556	0.1921	21.3726	0.1927
46	NBP[1]640*	27.2919	0.1651	18816.3130	0.1710	18.8897	0.1703
47	NBP[1]661*	18.9369	0.1146	13643.8385	0.1240	13.6004	0.1226
48	NBP[1]682*	12.3141	0.0745	9261.6305	0.0842	9.1673	0.0826
49	NBP[1]702*	7.4852	0.0453	5852.0790	0.0532	5.7550	0.0519
50	NBP[1]724*	5.5532	0.0336	4511.9577	0.0410	4.4079	0.0397
51	Total	165.2667	1.0000	110022.2998	1.0000	110.9252	1.0000

#### K VALUE

54	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
55	H2O	0.0000	0.0000	---
56	NBP[0]293*	0.0000	0.0000	---
57	NBP[0]308*	0.0000	0.0000	---
58	NBP[0]322*	0.0000	0.0000	---
59	NBP[0]335*	0.0000	0.0000	---
60	NBP[0]350*	0.0000	0.0000	---
61	NBP[0]364*	0.0000	0.0000	---
62	NBP[0]378*	0.0000	0.0000	---
63	NBP[0]393*	0.0000	0.0000	---
64	NBP[0]404*	0.0000	0.0000	---
65	NBP[0]420*	0.0000	0.0000	---
66	NBP[0]438*	0.0000	0.0000	---
67	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	---
68	NBP[1]539*	0.0000	0.0000	---



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Material Stream: Fração3 (continued)

Fluid Package: Basis-1  
Property Package: Peng-Robinson

#### K VALUE

COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY
NBP[1]560*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]579*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]599*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]620*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]640*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]661*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]682*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]702*	0.0000	0.0000	---
NBP[1]724*	0.0000	0.0000	---

#### UNIT OPERATIONS

FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION
	Column Sub-Flowsheet: Torre de Vacuo	

#### UTILITIES

Boiling Point Curves: Boiling Point Curves-3

#### DYNAMICS

Pressure Specification (Inactive)	13.00 kPa
Flow Specification (Inactive)	Molar: 165.3 kgmole/h    Mass: 1.100e+005 kg/h    Std Ideal Liq Volume: 110.9 m3/h

#### User Variables

#### NOTES

#### Description

### Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo

#### SETUP

Tray Section:	Torre de Vácuo @COL1	Liquid Draw:	0.00 % *	Sieve Tray Flooding Method:	Minimum Csb
---------------	----------------------	--------------	----------	-----------------------------	-------------

	Section_1	Section_2	Section_3
Section Start	1__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
Section End	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	9__ Torre de Vácuo
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Mode	Design	Design	Design
Active	Off	Off	Off
Status	Complete	Complete	Complete
Design Limit	Delta P	Flooding	Flooding
Limiting Stage	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo

#### SPECIFICATIONS

	Section_1	Section_2	Section_3
Section Start	1__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
Section End	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	9__ Torre de Vácuo
Internals	Sieve	Sieve	Sieve
Mode	Design	Design	Design
Number of Flow Paths	---	---	---
Section Diameter (m)	---	---	---
Tray for Properties	---	---	---
Tray Spacing (mm)	750.0 *	750.0 *	750.0 *
Tray Thickness (mm)	3.175 *	3.175 *	3.175 *
Foaming Factor	1.000 *	1.000 *	1.000 *



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo (continued)

9	Max Delta P (ht of liq)	203.2 mm *	203.2 mm *	203.2 mm *
10	Max Flooding (%)	85.00 *	85.00 *	85.00 *
11	Packing Correlation	---	---	---
12	HETP (m)	---	---	---
13	Packing Type			


### TRAY INTERNALS

	Section_1	Section_2	Section_3	
16	Section Start	1__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
17	Section End	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	9__ Torre de Vácuo
18	Internals	Sieve	Sieve	Sieve
19	Sieve Hole Pitch (mm)	60.00 *	60.00 *	60.00 *
20	Sieve Hole Diameter (mm)	19.00 *	19.00 *	19.00 *
21	Valve Mat'l Density (kg/m3)	---	---	---
22	Valve Mat'l Thickness (mm)	---	---	---
23	Hole Area (% of AA) (%)	---	---	---
24	Valve Orifice Type	---	---	---
25	Valve Design Manual	---	---	---
26	Bubble Cap Slot Height (mm)	---	---	---
27	Side Weir Type	Straight	Straight	Straight
28	Weir Height (mm)	50.80 *	50.80 *	50.80 *
29	Max Weir Loading (m3/h-m)	89.42 *	89.42 *	89.42 *
30	Downcomer Type	Vertical	Vertical	Vertical
31	Downcomer Clearance (mm)	50.00 *	50.00 *	50.00 *
32	Max DC Backup (%)	50.00 *	50.00 *	50.00 *
33	Side DC Top Width (mm)	---	---	---
34	Side DC Bottom Width (mm)	---	---	---
35	Centre DC Top Width (mm)	---	---	---
36	Centre DC Bottom Width (mm)	---	---	---
37	O.C. DC Top Width (mm)	---	---	---
38	O.C. DC Bottom Width (mm)	---	---	---
39	O.S. DC Top Width (mm)	---	---	---
40	O.S. DC Bottom Width (mm)	---	---	---

### TRAY RESULTS

	Section_1	Section_2	Section_3	
44	Section Start	1__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
45	Section End	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	9__ Torre de Vácuo
46	Internals	Sieve	Sieve	Sieve
47	Section Diameter (m)	3.962	4.572	2.743
48	Max Flooding (%)	78.85	77.81	80.79
49	X-Sectional Area (m2)	12.33	16.42	5.910
50	Section Height (m)	1.500	3.750	1.500
51	Section DeltaP (kPa)	1.995	5.486	1.405
52	NFP	2	2	2
53	Flow Length (mm)	1473	1778	1016
54	Flow Width (mm)	3418	3908	2364
55	Max DC Backup (%)	44.40	39.20	35.46
56	Max Weir Load (m3/h-m)	67.89	49.34	52.04
57	Max DP/ Tray (kPa)	1.503	1.233	1.025
58	Tray Spacing (mm)	750.0 *	750.0 *	750.0 *
59	Total Weir Length (mm)	6263	7061	4333
60	Weir Height (mm)	50.80 *	50.80 *	50.80 *
61	Active Area (m2)	10.07	13.90	4.803
62	DC Clearance (mm)	50.00 *	50.00 *	50.00 *
63	DC Area (m2)	1.130	1.260	0.5534
64	Side Weir Length (m)	2.301	2.489	1.590
65	Hole Area (m2)	0.9160	1.264	0.4369
66	Estimated # of Holes/Valves	3230	4457	1540
67	Relief Area (m2)	0.0000	0.0000	0.0000



1	 TECHNIP FRANCE Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI
2		Unit Set:	Refinery
3		Date/Time:	Mon Aug 10 09:32:36 2009
4			
5			

## Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo (continued)

9	Relief - S	(mm)	---	---	---
10	Relief - A	(mm)	---	---	---
11	Relief - B	(mm)	---	---	---
12	Side DC Top Width	(mm)	368.3	368.3	254.0
13	Side DC Btm Width	(mm)	368.3	368.3	254.0
14	Side DC Top Length	(m)	2.301	2.489	1.590
15	Side DC Btm Length	(m)	2.301	2.489	1.590
16	Side DC Top Area	(m2)	0.5764	0.6216	0.2747
17	Side DC Btm Area	(m2)	0.5764	0.6216	0.2747
18	Centre DC Top Width	(mm)	279.4	279.4	203.2
19	Centre DC Btm Width	(mm)	279.4	279.4	203.2
20	Centre DC Top Length	(m)	3.962	4.572	2.743
21	Centre DC Btm Length	(m)	3.962	4.572	2.743
22	Centre DC Top Area	(m2)	1.107	1.277	0.5574
23	Centre DC Btm Area	(m2)	1.107	1.277	0.5574
24	O.C. DC Top Width	(mm)	0.0000	0.0000	0.0000
25	O.C. DC Btm Width	(mm)	0.0000	0.0000	0.0000
26	O.C. DC Top Length	(m)	3.620	3.909	2.316
27	O.C. DC Btm Length	(m)	3.620	3.909	2.316
28	O.C. DC Top Area	(m2)	0.0000	0.0000	0.0000
29	O.C. DC Btm Area	(m2)	0.0000	0.0000	0.0000
30	O.S. DC Top Width	(mm)	0.0000	0.0000	0.0000
31	O.S. DC Btm Width	(mm)	0.0000	0.0000	0.0000
32	O.S. DC Top Length	(m)	0.0000	0.0000	0.0000
33	O.S. DC Btm Length	(m)	0.0000	0.0000	0.0000
34	O.S. DC Top Area	(m2)	0.0000	0.0000	0.0000
35	O.S. DC Btm Area	(m2)	0.0000	0.0000	0.0000

### PACKED RESULTS

	Section_1	Section_2	Section_3
38			
39	Section Start	1__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo
40	Section End	2__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo
41	Internals	Sieve	Sieve
42	Section Diameter	(m) 3.962	4.572
43	Max Flooding	(%) 78.85	77.81
44	X-Sectional Area	(m2) 12.33	16.42
45	Section Height	(m) 1.500	3.750
46	Section DeltaP	(kPa) 1.995	5.486
47	DP per Length	(kPa/m) ---	---
48	Flood Gas Velocity	(m3/h-m2) ---	---
49	Flood Gas Velocity	(m/s) ---	---
50	Estimated # Pieces of Packing	---	---
51	Estimated Mass of Packing	(kg) ---	---
52	Estimated Packing Cost (US\$)	---	---
53	HETP	(m) ---	---
54	HETP Correlation	---	---
55	Packing Correlation	---	---
56	Packing Type		

### TRAY PRESSURE DROPS

Section_1			
	Delta P (kPa)	Delta P (ht of liq) (mm)	Dry Delta P (ht of liq) (mm)
59			
60			
61			
62			
63	1__ Torre de Vácuo	0.4922	60.22
64	2__ Torre de Vácuo	1.503	193.7
65			
66			
Section_2			
	Delta P (kPa)	Delta P (ht of liq) (mm)	Dry Delta P (ht of liq) (mm)
67			
68			
69			



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo (continued)

### Section\_2

3_Torre de Vácuo	0.8732	121.9	102.9
4_Torre de Vácuo	1.114	162.4	146.7
5_Torre de Vácuo	1.233	181.5	157.2
6_Torre de Vácuo	1.219	180.1	155.4
7_Torre de Vácuo	1.047	154.5	141.5

### Section\_3

	Delta P (kPa)	Delta P (ht of liq) (mm)	Dry Delta P (ht of liq) (mm)
8_Torre de Vácuo	1.025	150.8	121.2
9_Torre de Vácuo	0.3804	54.98	3.127

### DOWNCOMER RESULTS

#### Section\_1

	DC Backup (%)	DC Backup (ht of liq) (mm)	DC Head Loss (mm)	DC Res Time (seconds)	Nutter Res Time (seconds)
1_Torre de Vácuo	23.23	174.2	23.21	2.196	---
2_Torre de Vácuo	44.40	333.0	40.30	3.186	---

	DC Velocity (m3/h-m2)	DC Velocity (m/s)	DC Design Vel (m3/h-m2)	DC Design Vel (m/s)	DC Load Factor
1_Torre de Vácuo	285.6	7.933e-002	611.2	0.1698	1.579
2_Torre de Vácuo	376.3	0.1045	611.2	0.1698	1.338

#### Section\_2

	DC Backup (%)	DC Backup (ht of liq) (mm)	DC Head Loss (mm)	DC Res Time (seconds)	Nutter Res Time (seconds)
3_Torre de Vácuo	25.31	189.8	1.538	9.586	---
4_Torre de Vácuo	31.44	235.8	3.021	8.497	---
5_Torre de Vácuo	39.20	294.0	22.92	3.846	---
6_Torre de Vácuo	39.04	292.8	23.13	3.814	---
7_Torre de Vácuo	28.74	215.6	0.3964	21.44	---

	DC Velocity (m3/h-m2)	DC Velocity (m/s)	DC Design Vel (m3/h-m2)	DC Design Vel (m/s)	DC Load Factor
3_Torre de Vácuo	71.29	1.980e-002	611.2	0.1698	3.630
4_Torre de Vácuo	99.90	2.775e-002	611.2	0.1698	2.965
5_Torre de Vácuo	275.2	7.644e-002	611.2	0.1698	1.614
6_Torre de Vácuo	276.4	7.678e-002	611.2	0.1698	1.610
7_Torre de Vácuo	36.19	1.005e-002	611.2	0.1698	5.452

#### Section\_3

	DC Backup (%)	DC Backup (ht of liq) (mm)	DC Head Loss (mm)	DC Res Time (seconds)	Nutter Res Time (seconds)
8_Torre de Vácuo	35.46	265.9	23.73	2.350	---
9_Torre de Vácuo	20.94	157.1	15.88	1.696	---

	DC Velocity (m3/h-m2)	DC Velocity (m/s)	DC Design Vel (m3/h-m2)	DC Design Vel (m/s)	DC Load Factor
8_Torre de Vácuo	407.5	0.1132	611.2	0.1698	1.275
9_Torre de Vácuo	333.3	9.258e-002	611.2	0.1698	1.439

### TRAY FLOODING RESULTS

#### Section\_1

	Flooding (%)	Vapour Load (ACT_m3/h)	Weir Load (m3/h-m)	Liq Ht over Weir (mm)
1_Torre de Vácuo	25.18	962.4	51.52	39.98
2_Torre de Vácuo	78.85	4011	67.89	48.25



TECHNIP FRANCE  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
Unit Set: Refinery  
Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

## Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo (continued)

### Section\_1

	Flood Capacity	Entrainment (%)	Entrainment (kg/h)	Weep Velocity (m/s)
1__ Torre de Vácuo	0.3776	0.10	262.3	7.440
2__ Torre de Vácuo	0.4250	3.08	1.035e+004	4.010

### Section\_2

	Flooding (%)	Vapour Load (ACT_m3/h)	Weir Load (m3/h-m)	Liq Ht over Weir (mm)
3__ Torre de Vácuo	57.85	4352	12.73	15.57
4__ Torre de Vácuo	71.72	5198	17.83	19.53
5__ Torre de Vácuo	77.79	5381	49.12	38.72
6__ Torre de Vácuo	77.81	5351	49.34	38.83
7__ Torre de Vácuo	71.93	5105	6.460	9.880

	Flood Capacity	Entrainment (%)	Entrainment (kg/h)	Weep Velocity (m/s)
3__ Torre de Vácuo	0.4377	4.94	3240	2.654
4__ Torre de Vácuo	0.4466	9.92	8737	2.151
5__ Torre de Vácuo	0.4496	5.37	1.290e+004	2.006
6__ Torre de Vácuo	0.4512	5.32	1.279e+004	1.941
7__ Torre de Vácuo	0.4510	19.38	6106	1.900

### Section\_3

	Flooding (%)	Vapour Load (ACT_m3/h)	Weir Load (m3/h-m)	Liq Ht over Weir (mm)
8__ Torre de Vácuo	80.79	1632	52.04	40.64
9__ Torre de Vácuo	22.13	261.8	42.56	35.40

	Flood Capacity	Entrainment (%)	Entrainment (kg/h)	Weep Velocity (m/s)
8__ Torre de Vácuo	0.4103	2.29	3584	3.162
9__ Torre de Vácuo	0.3016	0.08	108.1	13.69

### LIQUID PROFILE (FROM TRAY)

	1__ Torre de Vácuo	2__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	4__ Torre de Vácuo
Mass Flow (kg/h)	2.689e+005	3.364e+005	6.561e+004	8.804e+004
Liquid Flow (m3/s)	8.964e-002	0.1181	2.496e-002	3.497e-002
Molecular Weight	314.8	318.3	497.4	552.2
Temperature (C)	164.0	226.5	343.2	403.3
Density (kg/m3)	833.3	791.2	730.2	699.3
Viscosity (cP)	0.9335	0.3703	0.2947	0.2292
Surface Tension (dyne/cm)	23.24	18.94	14.05	11.66

	5__ Torre de Vácuo	6__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
Mass Flow (kg/h)	2.401e+005	2.405e+005	3.151e+004	1.563e+005
Liquid Flow (m3/s)	9.634e-002	9.677e-002	1.267e-002	6.264e-002
Molecular Weight	582.0	593.0	628.5	653.9
Temperature (C)	426.4	434.1	450.5	459.3
Density (kg/m3)	692.4	690.5	690.8	693.3
Viscosity (cP)	0.2617	0.2795	0.3964	0.5346
Surface Tension (dyne/cm)	10.98	10.77	10.50	10.41

	9__ Torre de Vácuo
Mass Flow (kg/h)	1.302e+005
Liquid Flow (m3/s)	5.124e-002
Molecular Weight	665.7
Temperature (C)	447.5
Density (kg/m3)	705.6
Viscosity (cP)	0.6642
Surface Tension (dyne/cm)	11.09

### VAPOUR PROFILE (TO TRAY)



TECHNIP FRANCE  
 Calgary, Alberta  
 CANADA

Case Name: D:\CORREIO\FACULDADE\ARTIGOS PROJET FINAL\SIMULAÇÃO\SI  
 Unit Set: Refinery  
 Date/Time: Mon Aug 10 09:32:36 2009

### Tray Sizing: Tray Sizing-Torre de Vácuo (continued)

	1__ Torre de Vácuo	2__ Torre de Vácuo	3__ Torre de Vácuo	4__ Torre de Vácuo
10	Mass Flow (kg/h)	1.410e+004	8.164e+004	9.292e+004
11	Gas Flow (ACT_m3/h)	5.474e+004	1.558e+005	1.487e+005
12	Molecular Weight	94.93	232.3	297.2
13	Temperature (C)	226.5	343.2	403.3
14	Density (kg/m3)	0.2575	0.5239	0.6248
15	Viscosity (cP)	1.242e-002	9.416e-003	9.314e-003
16	Fluid Pressure (kPa)	11.00	11.25	
	5__ Torre de Vácuo	6__ Torre de Vácuo	7__ Torre de Vácuo	8__ Torre de Vácuo
18	Mass Flow (kg/h)	1.213e+005	1.217e+005	1.159e+005
19	Gas Flow (ACT_m3/h)	1.651e+005	1.623e+005	1.551e+005
20	Molecular Weight	349.6	358.0	354.3
21	Temperature (C)	434.1	450.5	459.3
22	Density (kg/m3)	0.7343	0.7497	0.7475
23	Viscosity (cP)	8.721e-003	8.894e-003	9.168e-003
24	Fluid Pressure (kPa)			1.533e-002
	9__ Torre de Vácuo			
26	Mass Flow (kg/h)	1800		
27	Gas Flow (ACT_m3/h)	2.687e+004		
28	Molecular Weight	18.02		
29	Temperature (C)	147.7		
30	Density (kg/m3)	6.698e-002		
31	Viscosity (cP)	1.405e-002		
32	Fluid Pressure (kPa)			

33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68