



## **PROGRAMA EQ-ANP**

**Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria  
do Petróleo e Gás Natural**



**Estudo comparativo técnico-econômico dos  
processamentos de petróleo leve e pesado em  
refinarias**

**Marcus Vinicius Alves Rodrigues**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

**Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.**

**Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M.Sc.**

**Novembro de 2009**

# ESTUDO COMPARATIVO TÉCNICO-ECONÔMICO DOS PROCESSAMENTOS DE PETRÓLEO LEVE E PESADO EM REFINARIAS

*Marcus Vinicius Alves Rodrigues*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

Aprovado por:

---

Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, D. Sc.

---

Dobel Faria de Macedo, Eng<sup>o</sup> Químico

---

Ana Mehl, M. Sc.

Orientado por:

---

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

---

Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Novembro de 2009

Rodrigues, Marcus Vinicius Alves

Estudo comparativo técnico-econômico dos processamentos de petróleo leve e pesado em refinarias / Marcus Vinicius Alves Rodrigues. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009.

xiv, 99 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2009.

Orientador(es): Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Pedro Wagner de Carvalho Falcão.

1. Petróleo. 2. Simulação de processo. 3. Estudo técnico e econômico. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Pedro Wagner de Carvalho Falcão. I. Estudo comparativo técnico-econômico dos processamentos de petróleo leve e pesado em refinarias.

*Dedico este projeto final a Deus e aos meus queridos e amados pais, Luis e Haydée.*

“Faço o melhor que sou capaz, só para viver em paz”

O Vencedor – trecho da música dos Los Hermanos

## AGRADECIMENTOS

Agradeço imensamente e de todo coração,

À minha mãe Haydée, que me adotou e me quis como filho, pelo esforço que fez e tem feito ao longo de sua vida cuidando de mim e proporcionando todas as condições de saúde, educação e formação de caráter que foram de suma importância para que eu pudesse alcançar o sonho de me tornar Engenheiro Químico.

Aos não menos importantes, irmãos (Adriana, Luis Eduardo, Haydée), ao meu pai Luis, ao meu cunhado João e todo o restante dos familiares mais próximos presentes em todas as fases de minha vida.

Aos meus amigos de infância que continuam próximos a mim, em especial ao Daniel Nogueira, Bruno Miguez e Thiago Doerl.

As pessoas queridas que Deus colocou em minha vida no período da faculdade, em especial a Elisabeth Carmo, Thiago Anzai, Jorge Guimarães e Luciana Peixoto pelos momentos vividos nos últimos 5 anos.

Aos meus orientadores Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Pedro Wagner de Carvalho Falcão pela parceria formada para elaboração deste projeto final de curso.

E a todas as pessoas que de alguma forma contribuíram para que eu alcançasse o meu objetivo.

Ao apoio financeiro da **Agência Nacional do Petróleo** – ANP – e da **Financiadora de Estudos e Projetos** – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao **PRH 13**, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Refino e Processamento.

## **ESTUDO COMPARATIVO TÉCNICO-ECONÔMICO DOS PROCESSAMENTOS DE PETRÓLEO LEVE E PESADO EM REFINARIAS**

Marcus Vinicius Alves Rodrigues  
(mrodrigues\_ufrj@yahoo.com.br)  
Novembro, 2009

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.  
Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M. Sc.

A indústria de refino tem um lugar cativo na economia de energia do mundo e é desafiada principalmente nos ramos econômico e do controle ambiental. Não apenas atualmente, mas certamente no futuro haverá um incremento nas barreiras e limites impostos ao uso da energia proveniente dos hidrocarbonetos. Cada vez mais padrões mínimos de eficiência tendem a ser impostos pela legislação ambiental e a incerteza que envolve a agenda ambiental representa um dos maiores desafios para a indústria do refino de petróleo. Investimentos devem ser feitos para adaptar unidades de refino e modificações nos esquemas de processamento são requeridas.

As refinarias de petróleo nacionais cada vez mais passam por modificações em suas unidades de processamento e vêm ampliando suas capacidades de processamento do petróleo cru assim como sua capacidade de conversão em derivados de maior valor agregado. Essas mudanças são necessárias visto que boa parte das refinarias brasileiras data da década de 70, o que requer alterações na estrutura de refino e condições operacionais dos equipamentos envolvidos.

Este projeto final tem a finalidade de apresentar um caso simulado de uma estrutura de refino adotada, apresentando os resultados técnicos e econômicos de especificação e dimensionamento dos equipamentos principais e utilidades requeridas para o processamento de um petróleo considerado leve, e o outro pesado, realizando simultaneamente uma comparação entre os processamentos.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Engenheiro Químico with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Refining and Processing.

## **COMPARATIVE STUDY OF TECHNICAL AND ECONOMIC OF LIGHT AND HEAVY OIL IN REFINERIES**

Marcus Vinicius Alves Rodrigues  
November, 2009

Supervisors: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.  
Pedro Wagner de Carvalho Falcão, M. Sc.

The refining industry is at the heart of the world's energy economy and yet is challenged in pure economic standpoint and environmental as well. Currently there is an increasing in the boundaries on the use of energy originated from hydrocarbons, and this tendency is expected for the future. Minimum standard efficiency will most likely be required by the environmental legislations the inherent uncertainties represent one of the greatest challenges for the refinery industry. Investments are required for upgrading the units and modifying the processing schemes.

Brazilian refineries were designed in the early seventies. Nowadays there is a trend to improve their plants in order to alter their refining structures, change equipment and operational conditions aiming at upgrading the crude oil processing capacity towards products with high market values.

The objective of this study is to present a simulated case of a refining structure for both heavy and light oils and compare the results which were used for carrying out a simplified Conceptual Design Project including the equipment design, utilities and different processing units.



## ÍNDICE

<b>Capítulo I – Introdução.....</b>	<b>15</b>
<b>Capítulo II – Características gerais das refinarias nacionais.....</b>	<b>16</b>
<b>Capítulo III – Materiais e Métodos.....</b>	<b>22</b>
III. 1 – Esquemas de produção de derivados.....	22
III. 2 – Considerações gerais para simulação.....	25
III. 3 – Caracterização do petróleo simulado.....	26
<b>Capítulo IV – Discussão e Resultados.....</b>	<b>33</b>
IV. 1 - Especificações e resultados das unidades de processamento.....	33
IV. 2 - Especificações dos equipamentos auxiliares do processo.....	61
IV.3 – Avaliação econômica.....	74
<b>IV. 3.1. – Custos dos equipamentos.....</b>	<b>75</b>
IV. 3.1.1 - Custo de bombas centrífugas ( $C_{PB}$ ).....	75
IV. 3.1.2 - Custo de motores elétricos ( $C_{PM}$ ).....	75
IV. 3.1.3 - Custo de compressores ( $C_{PTC}$ ).....	76
IV. 3.1.4 – Custo do vaso de pressão (Torre Pré-Flash) ( $C_{PVP}$ ).....	76
IV. 3.1.5– Custo da Coluna Debutanizadora e Coluna Atmosférica ( $C_{PCD}$ e $C_{PCA}$ ).....	77
IV. 3.1.6– Custo dos fornos de pré-tratamento, atmosférico e do aquecedor da 2ª bateria de pré-aquecimento ( $C_{PFT}$ , $C_{PFA}$ , $C_{PAPA}$ ) ( <i>Fired Heaters</i> ).....	79
IV. 3.1.7– Custo do forno reformador e dos conversores de alta e baixa temperatura ( $C_{PFR}$ , $C_{PCAT}$ e $C_{PCBT}$ ) ( <i>Fired Heaters for Specific Purposes</i> ).....	80
IV. 3.1.8 - Custo de trocadores de calor ( $C_{PTC}$ ).....	80
<b>IV. 3.2. – Resultados dos Custos de equipamentos (<math>C_{pi}</math>) e do Custo total de Investimento (<math>C_{TCI}</math>).....</b>	<b>81</b>
<b>IV. 3.3. – Resultados dos Custos de Utilidades.....</b>	<b>83</b>
<b>Capítulo V – Conclusões e Sugestões.....</b>	<b>85</b>
V.1 – Conclusões.....	85
V.2 – Sugestões para trabalhos futuros.....	86
<b>Referências Bibliográficas.....</b>	<b>87</b>
<b>Apêndice A – Fundamentos da indústria de refino de petróleo.....</b>	<b>89</b>
<b>Apêndice B – Processos de refino.....</b>	<b>94</b>
<b>Apêndice C – Informações sobre o parque nacional de refino.....</b>	<b>104</b>



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II. 1: Participação das refinarias no refino de petróleo .....	18
Figura II. 2: Distribuição percentual da produção de derivados de petróleo energéticos .....	19
Figura II. 3: Distribuição percentual da produção de derivados de petróleo não-energéticos .	19
Figura II. 4: Importação de derivados de petróleo energéticos e não-energéticos – 2008 .....	20
Figura II. 5: Exportação de derivados de petróleo energéticos e não-energéticos - 2008.....	20
Figura II. 6: Dependência externa de petróleo e seus derivados (1999 – 2008).....	21
Figura II. 7: Origem do volume de carga de petróleo processada nas refinarias nacionais .....	22
Figura III. 1: Esquema de produção de nível 1.....	23
Figura III. 2: Esquema de produção de nível 2.....	23
Figura III. 3: Esquema de produção de nível 3.....	24
Figura III. 4: Esquema de produção de nível 4.....	25
Figura III. 5: Curva de destilação PEV – petróleo leve.....	30
Figura III. 6: Curva de destilação PEV – petróleo pesado .....	30
Figura IV. 1: Fluxograma inicial de simulação do processamento de petróleo .....	33
Figura IV. 2: Perfil de composição ao longo da Coluna Debutanzidora – petróleo leve .....	37
Figura IV. 3: Perfil de composição ao longo da Coluna Debutanzidora – petróleo pesado.....	37
Figura IV. 4: Perfil de vazão volumétrica de líquido e vapor na Coluna Debutanizadora – petróleo leve .....	38
Figura IV. 5: Perfil de vazão volumétrica de líquido e vapor na Coluna Debutanizadora – petróleo pesado .....	38
Figura IV. 6: Ambiente de desenvolvimento da Coluna Atmosférica .....	39
Figura IV. 7: Rendimento dos destilados da Coluna Atmosférica .....	44
Figura IV. 8: GAP 5 – 95 dos cortes laterais adjacentes na Coluna Atmosférica.....	45
Figura IV. 9: Perfil de temperatura x Número do estágio a partir do topo – petróleo leve.....	45
Figura IV. 10: Perfil de temperatura x Número do estágio a partir do topo – petróleo pesado	46
Figura IV. 11: Fluxograma do esquema de refino proposto – baterias de pré-aquecimento, unidade de destilação de dois estágios e coluna debutanizadora.....	52
Figura IV. 12: Esquema da Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) – Forno reformador	53

Figura IV. 13: Janela do <i>UniSim®Design Suite R370.1</i> que permite ao usuário escolher o tipo de reação e associá-la a uma rede (“ <i>Reaction Sets</i> ”) que também pode ser criada pelo usuário. .....	54
Figura IV. 14: Janela do <i>UniSim®Design Suite R370.1</i> que mostra a reação escolhida, que no caso, é a de equilíbrio. Os coeficientes estequiométricos são negativos para os componentes que são reagentes e positivos para os componentes que são os produtos da reação .....	54
Figura IV. 15: Janela do <i>UniSim®Design Suite R370.1</i> que mostra a equação que é usada para cálculo do equilíbrio das reações.....	55
Figura IV. 16: Esquema da Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) – Conversores de Alta e Baixa Temperatura.....	57
Figura IV. 17: Fluxograma completo com as unidades de processamento da refinaria simulada .....	62

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela III. 1: Parâmetros de interação binária dos componentes – petróleo leve .....	27
Tabela III. 2: Parâmetros de interação binária dos componentes – petróleo pesado.....	27
Tabela III. 3: Componentes leves não condensados na destilação de pontos de ebulição verdadeiros (PEV) – petróleo leve .....	28
Tabela III. 4: Pontos fornecidos ao simulador para curva PEV – petróleo leve.....	28
Tabela III. 5: Componentes leves não condensados na destilação de pontos de ebulição verdadeiros (PEV) – petróleo pesado .....	29
Tabela III. 6: Pontos fornecidos ao simulador para curva PEV – petróleo pesado .....	29
Tabela III. 7: Componentes (55 componentes equivalentes a 46 pseudocomponentes gerados pelo simulador) e suas frações molares – petróleo leve .....	31
Tabela III. 8: Componentes (45 componentes sendo 37 pseudocomponentes) e suas frações molares – petróleo pesado .....	31
Tabela III. 9: Classificação do petróleo pelo grau API .....	32
Tabela III. 10: Relação entre a densidade e o grau API .....	32
Tabela IV. 1: Especificações e resultados da Torre Pré-Flash .....	34
Tabela IV. 2: Especificações e resultados da Coluna Debutanizadora.....	35
Tabela IV. 3: Localização das correntes de retirada e retorno na Coluna Atmosférica .....	40
Tabela IV. 4: Número de colunas e estágios das Colunas laterais de <i>Stripping</i> .....	40
Tabela IV. 5: Localização das correntes de retorno nas Colunas laterais de <i>Stripping</i> .....	40
Tabela IV. 6: Localização das correntes de retirada e retorno das <i>pump-around</i> da Coluna Atmosférica .....	41
Tabela IV. 7: Principais especificações da Coluna Atmosférica.....	42
Tabela IV. 8: Especificação do PFE ASTM D86 das frações de petróleo 100% vaporizados	43
Tabela IV. 9: Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /h) dos produtos da coluna atmosférica.....	44
Tabela IV. 10: Resultados gerais da Coluna Atmosférica.....	46
Tabela IV. 11: Especificações e resultados da bateria de pré-aquecimento – petróleo leve ....	49
Tabela IV. 12: Especificações e resultados da bateria de pré-aquecimento – petróleo pesado	50
Tabela IV. 13: Consumo total das baterias de pré-aquecimento .....	51
Tabela IV. 14: Seção de reformação (Forno reformador) – petróleo leve .....	56

Tabela IV. 15: Seção de reformação (Forno reformador) – petróleo pesado .....	56
Tabela IV. 16: Seção de reformação (Conversor de Alta Temperatura) – petróleo leve .....	58
Tabela IV. 17: Seção de reformação (Conversor de Alta Temperatura) – petróleo pesado .....	58
Tabela IV. 18: Comparativo do processo de conversão no Conversor de Alta Temperatura ..	59
Tabela IV. 19: Seção de reformação (Conversor de Baixa Temperatura) – petróleo leve .....	59
Tabela IV. 20: Seção de reformação (Conversor de Baixa Temperatura) – petróleo pesado ..	60
Tabela IV. 21: Comparativo do processo de conversão no Conversor de Baixa Temperatura	60
Tabela IV. 22: Perfil de produção de hidrogênio na seção de reformação .....	61
Tabela IV. 23: Especificações da bomba de petróleo cru e do compressor de Nafta instável .	63
Tabela IV. 24: Especificações das <i>pump-around</i> , coolers das <i>pump-around</i> e forno atmosférico – Coluna Atmosférica .....	64
Tabela IV. 25: Especificações das unidades das seções da Unidade de Geração de Hidrogênio .....	65
Tabela IV. 26: Características físicas da Torre Pré-Flash – Processamento de petróleo leve e pesado .....	66
Tabela IV. 27: Características físicas da Coluna Debutanizadora – Processamento de petróleo leve .....	66
Tabela IV. 28: Características físicas da Coluna Atmosférica – Processamento de petróleo leve .....	67
Tabela IV. 29: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Querosene – Processamento de petróleo leve .....	67
Tabela IV. 30: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Diesel leve – Processamento de petróleo leve .....	68
Tabela IV. 31: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Diesel pesado – Processamento de petróleo leve .....	68
Tabela IV. 32: Características físicas da Coluna Debutanizadora – Processamento de petróleo pesado .....	69
Tabela IV. 33: Características físicas da Coluna Atmosférica – Processamento de petróleo pesado .....	69
Tabela IV. 34: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Querosene – Processamento de petróleo pesado .....	70
Tabela IV. 35: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Diesel leve – Processamento de petróleo pesado .....	70

Tabela IV. 36: Características físicas da Coluna de <i>Stripping</i> de Diesel pesado – Processamento de petróleo pesado .....	71
Tabela IV. 37: Especificações e resultados das <i>pump-around</i> da Coluna Atmosférica – processamento de petróleo leve .....	72
Tabela IV. 38: Especificações e resultados das <i>pump-around</i> da Coluna Atmosférica – processamento de petróleo pesado .....	73
Tabela IV. 39: Custos dos equipamentos de bombas e motores (considerando bombas e motores reservas) .....	81
Tabela IV. 40: Custos de equipamentos – compressores (já considerando que utilizam motores elétricos) .....	82
Tabela IV. 41: Custos de equipamentos – Torres e Colunas Atmosféricas .....	82
Tabela IV. 42: Custos de equipamentos – Fornos e Aquecedores .....	82
Tabela IV. 43: Custos de equipamentos – trocadores de calor.....	83
Tabela IV. 44: Custos Total de Investimento considerando uma margem de +/-25% de incerteza.....	83
Tabela IV. 45: Consumo das utilidades.....	84
Tabela IV. 46: Custo unitário de utilidades .....	85

## Capítulo I – Introdução

As refinarias brasileiras atualmente estão estruturadas com unidades de processamento de *blends* de petróleo pesado brasileiro com leve importado. O mercado mundial de petróleo apresenta uma tendência de aumento gradual da participação relativa do óleo cru de qualidade inferior, isto é, petróleo pesado caracterizado pela presença de asfaltenos, baixos graus API, alta densidade e viscosidade, elevadas razões carbono/hidrogênio e ainda elevados teores de heteroátomos como enxofre, nitrogênio e oxigênio.

No entanto, as refinarias nacionais datam, em sua maioria, da década de 70, o que mostra a necessidade de modificações no parque nacional de refino para inserção de novas unidades e melhorias nas unidades de processamento já existentes de modo a aumentar, por exemplo, a capacidade de conversão de frações, com o auxílio de unidades de coqueamento retardado, de menor valor agregado, como o óleo combustível, em frações mais nobres como gasolina e diesel e de fornecer destilados dentro das exigências ambientais cada vez mais rígidas, como baixos teores de enxofre na fração de diesel, o que é atingido com unidades de hidrotreatamento e hidrocrackeamento catalítico que são unidades cada vez mais presentes no plano de ampliação da estrutura de processamento das refinarias nacionais.

Alguns trabalhos publicados na área de refino de petróleo contribuíram decisivamente para elaboração do presente trabalho. O trabalho de YAMANISHI (2007) apresenta especificações para simulação e otimização de unidades de coluna atmosférica e debutanizadora utilizando petróleos de características leve e pesado, analisando o modo de como as várias variáveis presentes no processo como número de estágios das colunas, carga térmica de revedores, temperatura de alimentação das colunas, razão de refluxo, vazão de vapor d'água para coluna principal (atmosférica) e também das colunas laterais de *stripping*, influenciaram nos resultados, por exemplo, de rendimento dos cortes de petróleo, na qualidade do fracionamento dos cortes adjacentes na coluna atmosférica, nas especificações para armazenamento e transporte de GLP e Nafta estabilizada na coluna debutanizadora.

A série de trabalhos de BAGAJEWICZ (2001-2003) foi importantíssima para uma compreensão aprofundada sobre projetos dos mais diversos tipos de unidades de destilação atmosférica e a vácuo e da rede de troca térmica das baterias de pré-aquecimento do petróleo cru.

O material didático da PETROBRAS para formação de trainees e operadores proporcionou um entendimento aprofundado sobre caracterização do petróleo e seus



derivados, estruturas e esquemas de refinamentos existentes no Brasil, processos presentes nas refinarias (separação, conversão, tratamento e auxiliares) presentes no Apêndice C.

Neste contexto, este projeto final tem a finalidade de apresentar um caso simulado de uma estrutura de refino adotada, apresentando os resultados técnicos e econômicos de especificação e dimensionamento dos equipamentos principais e utilidades requeridas para o processamento de um petróleo considerado leve, e o outro pesado, realizando simultaneamente uma comparação entre os processamentos. A carga utilizada como base para o estudo foi de 600,8 m<sup>3</sup>/h (aproximadamente 14500 m<sup>3</sup>/d).

## **Capítulo II – Características gerais das refinarias nacionais**

O parque de refino do Brasil tem características peculiares que merecem destaque. No sentido de apresentar as principais, quatro características são abordadas:

- O parque de refino brasileiro é majoritariamente controlado por uma única empresa – Petrobrás S/A – fazendo com que o parque seja crescentemente otimizado para uma carga de petróleo nacional. A lógica para construção das refinarias da Petrobras foi à de minimização do custo do abastecimento nacional com a integração do sistema produtivo de óleo e do refino.
- Trata-se de um parque que cresce focalizando a produção de destilados médios, sobretudo o diesel. Ainda sim, o Brasil permanece atualmente dependente das importações de diesel, devido ao peso rodoviário dentro do setor de transportes, e de GLP, em função da falta de um energético competitivo para uso residencial (uma possível redução na demanda por GLP seria a expansão das redes de distribuição de gás natural). No caso do GLP, esta dependência impede que também se utilizem frações butano do GLP para otimizar a produção de alquilados e de componentes de alta qualidade da gasolina.
- As especificações de qualidade de combustível vêm se tornando cada vez mais exigentes o que leva a investimentos em unidades de HDT.
- O mercado brasileiro de combustíveis tem a especificidade de contar com substitutos comerciais dos derivados de petróleo, baseados em biocombustíveis, especialmente álcool hidratado. (SZKLO, 2005)

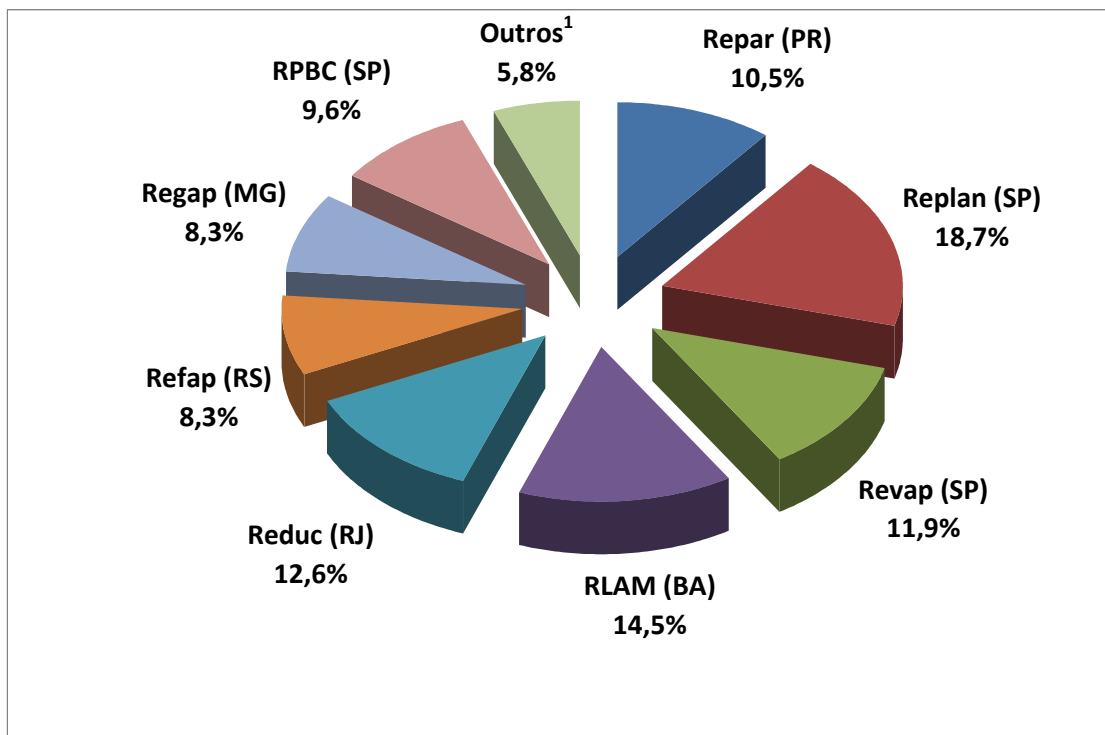
Uma breve descrição das refinarias brasileiras será apresentada neste tópico apresentando características do processamento de cargas nas refinarias, suas unidades de processamento, capacidade de refino e importância dentre outros aspectos. A Petrobras possui 14 refinarias sob operação e ainda há as refinarias particulares Ipiranga e de Mangueiras.

As unidades operacionais da Petrobras no Brasil estão distribuídas da seguinte maneira:

- Região Norte: REMAN
- Região Nordeste: LUBNOR, FAFEN-SE, FAFEN-BA e RLAM
- Região Sudeste e Sul: REGAP, REDUC, REVAP, RECAP, REPLAN, RPBC, REPAR, SIX e REFAP

Cada refinaria apresenta esquema de produção particular adequado para o processamento de petróleo bastante distinto. A REMAN, por exemplo, processa basicamente petróleo Urucu com grau API superior a 40°. A LUBNOR, que é uma antiga fábrica de asfalto, processa petróleo pesado com grau API em torno dos 15°. A RLAM tem apresentado nos últimos anos um aumento percentual do processamento do petróleo nacional, o que representa uma queda no grau API do petróleo processado. As refinarias do Sudeste com exceção da REGAP e RPBC vêm processando cargas de qualidade cada vez mais inferiores (alto teor de heteroátomos (S e N), alta viscosidade, alto índice de acidez e baixo grau API). Já as refinarias do Sul do país, processavam tipicamente petróleos argentinos com graus API superiores ao brasileiro, porém com o aumento da participação do petróleo nacional nas cargas dessas refinarias, o grau API das mesmas vem caindo. (SZKLO, 2005)

A Figura II.1 fornece dados da participação das principais refinarias no refino de petróleo no país.



Fonte: Anuário 2009 da Agência Nacional do Petróleo - [www.anp.gov.br/conheca/anuario\\_2009.asp](http://www.anp.gov.br/conheca/anuario_2009.asp)

Figura II. 1: Participação das refinarias no refino de petróleo

O resultado de uma vasta revisão bibliográfica sobre os aspectos da indústria nacional do petróleo possibilitou a compilação de dados apresentados a seguir. A análise da produção de derivados energéticos no Brasil no período de 1999 – 2008 mostra que houve um aumento significativo na produção de GLP (53,58%), óleo diesel (29,26%) e de gasolina A (14,58%) apresentando, portanto, as frações de maior importância para mercado nacional. No âmbito de derivados não-energéticos, no mesmo período, as principais evoluções consistem na produção de asfaltos (37,10%) e de coque (106,83%).

No ano de 2008 a distribuição percentual da produção de derivados de petróleo energéticos e não-energéticos nas refinarias demonstra o seguinte perfil:

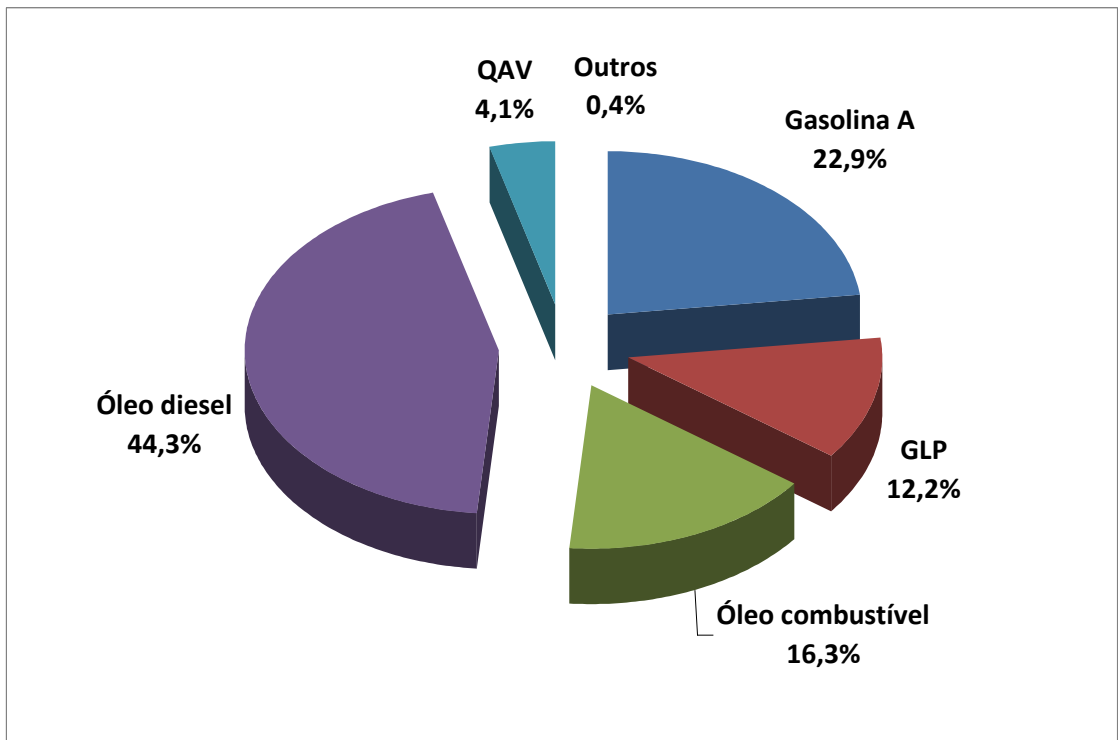


Figura II. 2: Distribuição percentual da produção de derivados de petróleo energéticos

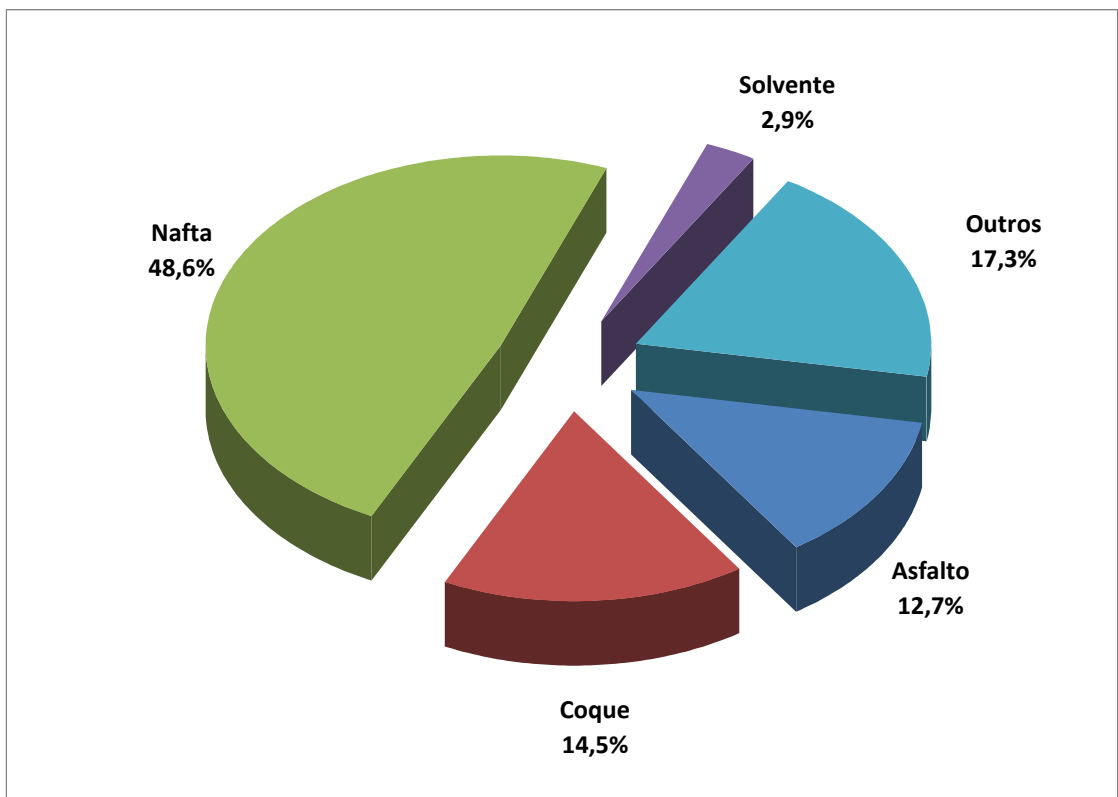


Figura II. 3: Distribuição percentual da produção de derivados de petróleo não-energéticos

O parque de refino nacional tem presenciado um crescente aumento na produção de destilados médios, destacando-se o diesel por ser o combustível utilizado nos transportes rodoviários, que são os mais utilizados no país. Porém há um consumo muito grande do próprio diesel e de GLP no Brasil, sendo os mesmos um dos maiores derivados importados.

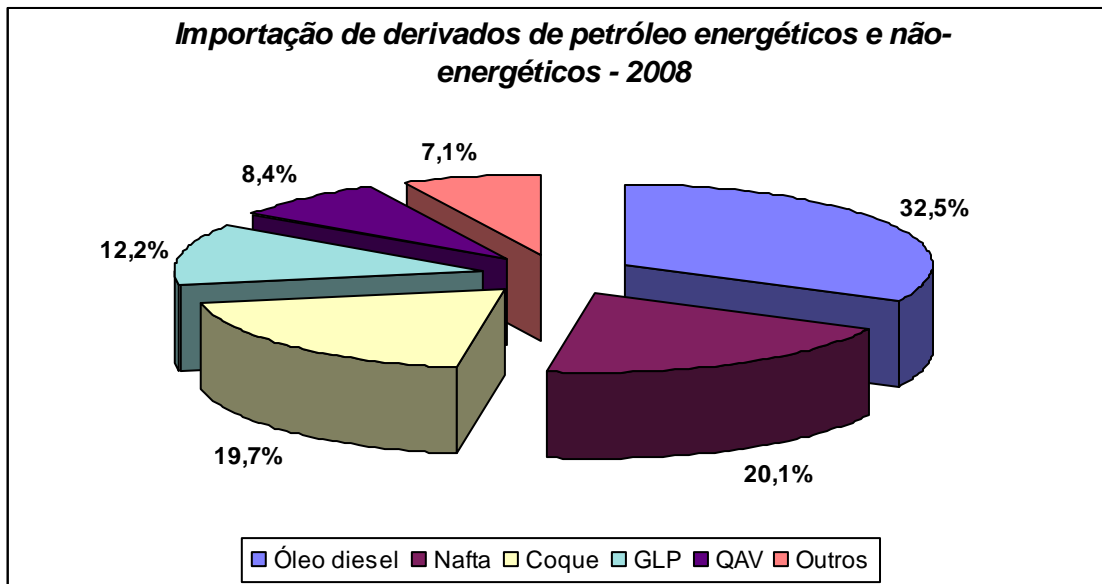


Figura II. 4: Importação de derivados de petróleo energéticos e não-energéticos – 2008

Contudo as refinarias nacionais atendem bem o mercado tratando-se de óleo combustível e gasolina automotiva, sendo inclusive, exportador desses derivados.

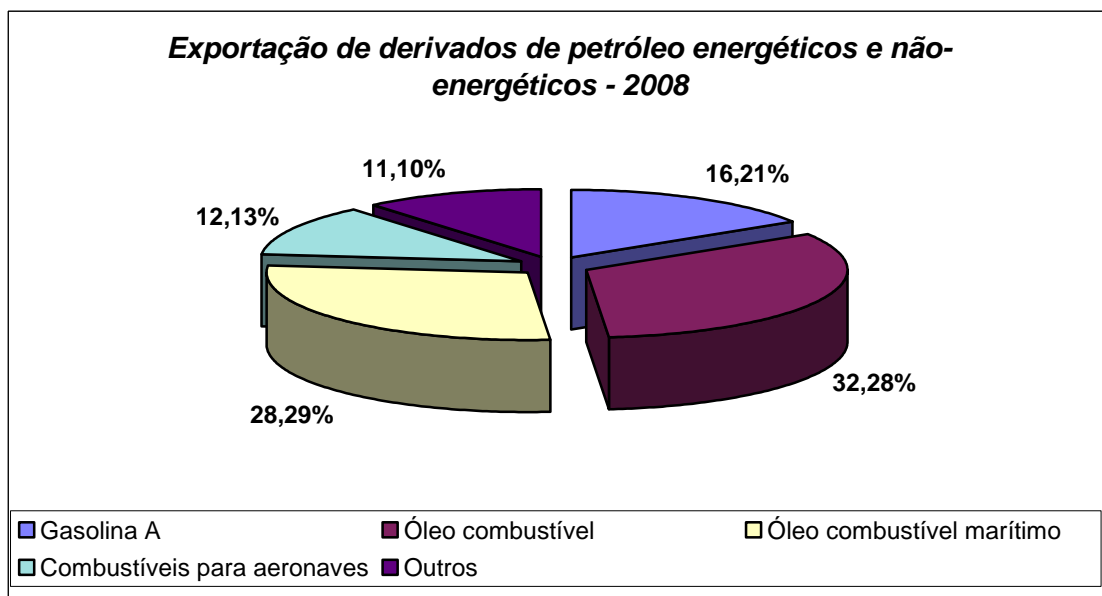


Figura II. 5: Exportação de derivados de petróleo energéticos e não-energéticos - 2008

Quando os volumes de importação e exportação são analisados simultaneamente, pode-se inferir sobre a dependência externa do petróleo e seus derivados. A dependência externa percentual é calculada pela razão do consumo aparente (que consiste na soma do petróleo produzido, importação líquida de petróleo e importação líquida de derivados) e a dependência externa (diferença entre consumo aparente e produção do petróleo).

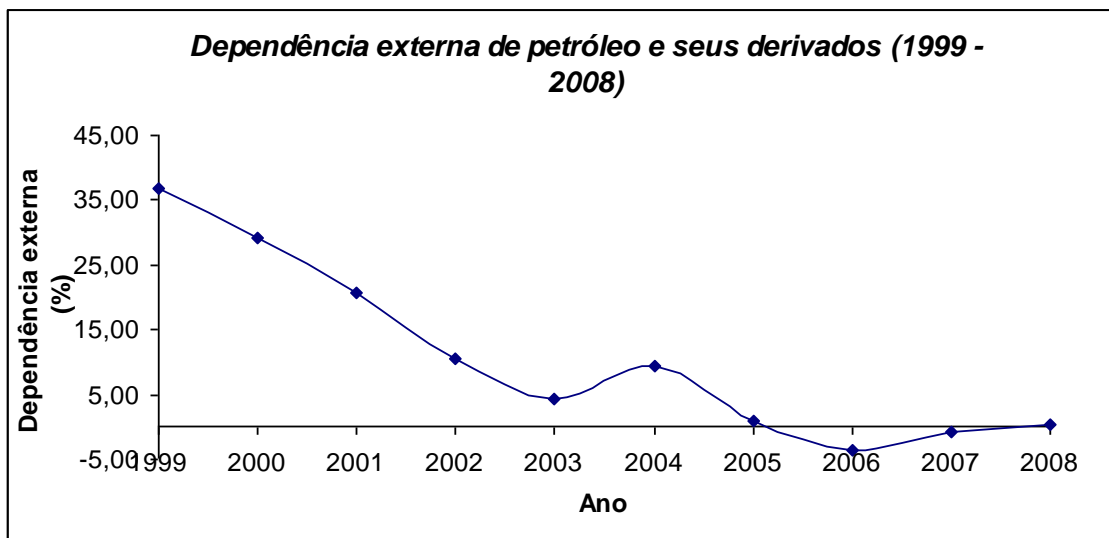


Figura II. 6: Dependência externa de petróleo e seus derivados (1999 – 2008)

A figura II. 6 mostra claramente que a dependência nacional por petróleo e derivados estrangeiro caiu drasticamente nos últimos 10 anos, indicando a evolução do parque de refino nacional e sua capacidade de processamento e conversão do petróleo nacional. A maior parte do petróleo processado nas refinarias é o petróleo nacional, como mostrado na figura II.7 A necessidade de petróleos estrangeiros se dá em muitos casos pela necessidade de produção de lubrificantes, onde as cargas têm características mais parafínicas e são encontradas em petróleos leves, e não pelo baixo grau de complexidade da refinaria. Um exemplo típico dessa afirmação é a REDUC, que é uma das refinarias mais complexas do Brasil e que, no entanto, tem 44% da sua carga processada de origem estrangeira.

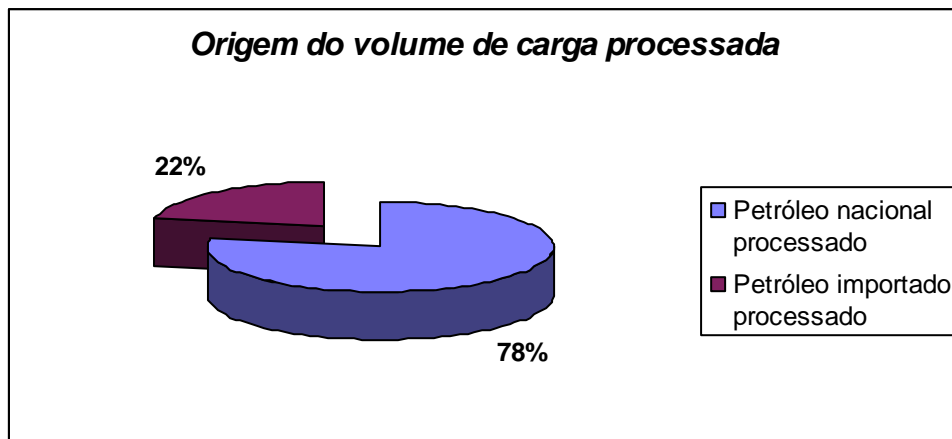


Figura II. 7: Origem do volume de carga de petróleo processada nas refinarias nacionais

### Capítulo III – Materiais e Métodos

Este estudo não contemplou parte experimental. Partindo-se de dados públicos de caracterização do petróleo (como a curva de destilação PEV), dissertações sobre colunas atmosféricas, artigos, livros de fundamentos do refino de petróleo e acesso a apostilas sobre processos de refino da Petrobras foram realizadas simulações com o software *UniSim®Design Suite R370.1* e, a partir dos resultados obtidos, foram feitos os cálculos de estimativa de custos dos equipamentos principais utilizando-se as correlações de Seider *et al* (1999) visando um Projeto Conceitual de Processo com grau de precisão de +/- 25%.

Este capítulo aborda os esquemas de produção de derivados existentes, o esquema de refino proposto para o caso simulado adotado e as considerações realizadas para simulação das unidades de processamento no software *UniSim®Design Suite R370.1*

#### III. 1 – Esquemas de produção de derivados

De acordo com que é informado no site da Agência Nacional do Petróleo (ANP) tem-se quatro configurações de esquema de refino classificados por níveis. A partir da análise dessas configurações de refino, foi possível conhecer os esquemas existentes e de sua importância na escolha das unidades de processamento utilizadas para o caso da refinaria simulada.

- Esquema de produção de nível 1

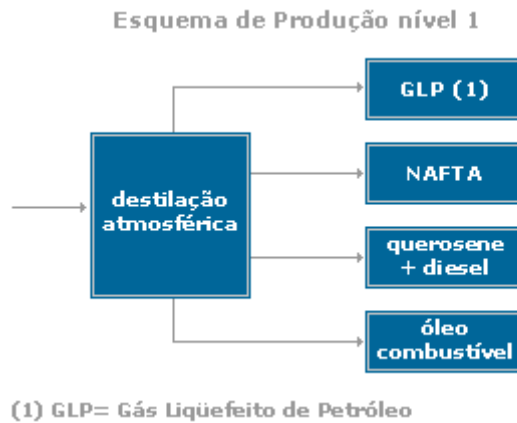


Figura III. 1: Esquema de produção de nível 1

Este fluxograma demonstra a primeira etapa empregada nos esquemas de refino de petróleo. É a destilação atmosférica que promove a separação dos derivados leves e médios existentes no petróleo. Atualmente, tornou-se muito difícil de ser adotada como configuração única, pois não apresenta nenhuma flexibilidade tanto para mudanças eventuais no perfil de produção (a única possibilidade é a troca da carga de petróleo utilizada) quanto para atendimento de requisitos mais restritivos de qualidade de produtos (o que não pode ser obtido apenas por seleção de petróleos crus).

- Esquema de produção de nível 2

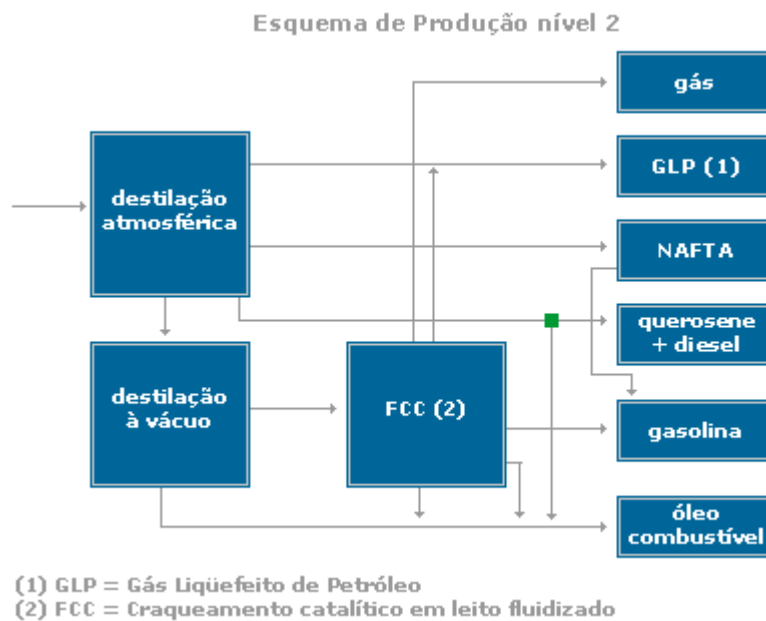


Figura III. 2: Esquema de produção de nível 2



À separação primária inicial do esquema anterior acrescenta-se uma destilação a vácuo para produzir cortes de gasóleos que alimentam um processo de craqueamento catalítico fluido (FCC). Neste último duas correntes de alto valor agregado são geradas: GLP e gasolina. Trata-se de um esquema de refino bem mais flexível, embora, modernamente, possa também, apresentar dificuldades para enquadramento de produtos em especificações mais rigorosas.

- Esquema de produção nível 3

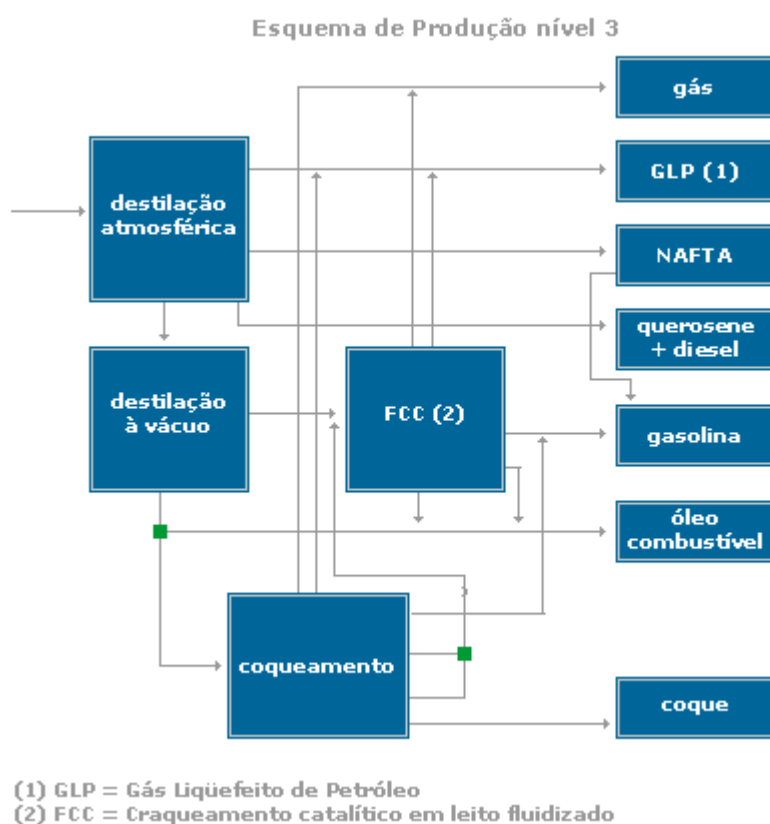


Figura III. 3: Esquema de produção de nível 3

Esse esquema de produção é ainda mais flexível e rentável, por incorporar ao anterior o processo de coqueamento que transforma uma fração de menor valor (resíduo de vácuo) em produtos mais nobres (GLP, gasolina, nafta e óleo diesel), embora, na presente configuração, a nafta e óleo diesel não estejam sendo ofertados, por necessitarem de tratamento dadas suas características de instabilidade. A fração geradora de óleo diesel está incorporada à carga de FCC. Uma possível desvantagem dessa configuração é a geração de coque, que, entretanto, dependendo da localização, facilidades de escoamento e de aspetos de mercado pode não ser um problema.

- Esquema de produção nível 4

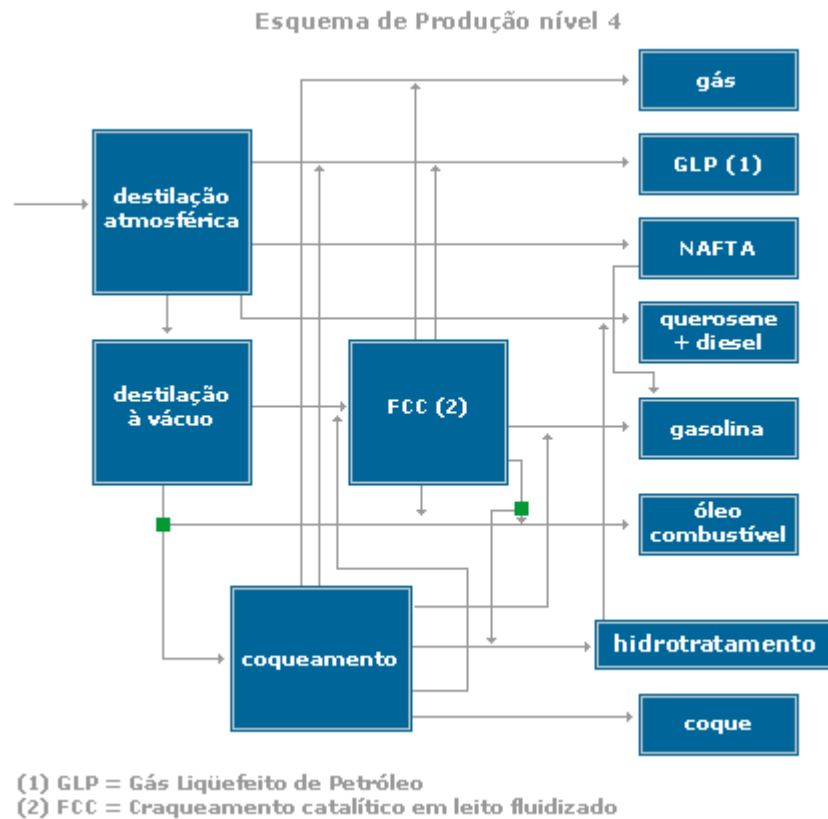


Figura III. 4: Esquema de produção de nível 4

Este esquema de produção é, certamente, o mais flexível e moderno de todos por incorporar à configuração de nível 3 o processo de hidrotratamento de frações médias geradas no coqueamento, possibilitando o aumento da oferta de óleo diesel de boa qualidade. Esta configuração permite um maior equilíbrio na oferta de gasolina e de óleo diesel de uma refinaria, pois desloca parte da carga que ia do coqueamento para o FCC (processo principal para produção de gasolina) e a envia para o hidrotratamento, gerando, então, mais óleo diesel e menos gasolina que as configurações anteriores.

### III. 2 – Considerações gerais para simulação

O projeto realizado envolveu inteiramente o uso do simulador de processos *UniSim®Design Suite R370.1* para a simulação de pseudo-componentes do petróleo leve e pesado e do esquema de refino adotado (bateria de pré-aquecimento, unidades de destilação com dois estágios, coluna debutanizadora e unidade de geração de hidrogênio).

Esse esquema foi considerado de modo a representar as unidades sempre presentes nas refinarias, no caso das baterias de pré-aquecimento e da coluna atmosférica; uma unidade que possibilita flexibilidade de cargas e capacidade de processamento de um grande volume de petróleo cru, referindo-se a unidade de pré-fracionamento (torre pré-flash); uma unidade estabilizadora de nafta, que é um dos produtos mais nobres do refino do petróleo que é utilizando tanto em centrais petroquímicas quanto para obtenção da fração de gasolina automotiva e por fim, a unidade de geração de hidrogênio, que tem importância fundamental para fornecer o insumo  $H_2$  para as unidades de Hidrotratamento e Hidrocraqueamento, unidades que estão sendo cada vez mais fundamentais nas refinarias para obter produtos de melhor qualidade e que estejam dentro das especificações de exigências ambientais (Hidrotratamento) e para conversão de cortes menos nobres (gasóleos de vácuo, por exemplo) em frações de maior valor agregado, como a nafta e o diesel (Hidrocraqueamento).

Após a convergência de todos os equipamentos envolvidos (unidades acima mais bombas, compressor e fornos), foram realizadas diversas tabelas comparativas apresentando as diferenças dos parâmetros envolvidos (cargas térmicas, consumo de vapor d'água, rendimento, conversão etc.) entre o processamento de petróleo leve e petróleo pesado.

Por fim uma análise de viabilidade econômica apontou o esquema de refino de menor custo para equipamentos e consumo de utilidades de processo.

### III. 3 – Caracterização do petróleo simulado

Uma corrente de petróleo cru envolve uma mistura complexa de hidrocarbonetos de forma que se torna inviável a caracterização dos componentes presentes na mistura assim como sua composição.

Como modelo termodinâmico para a simulação foi utilizada a equação de estado de Peng-Robinson com regra de mistura quadrática com parâmetros de interação binária,  $k_{ij}$ , estimados automaticamente pelo simulador. Como o simulador gerou uma quantidade de pseudo-componentes (total de 55), apenas alguns foram apresentados no trabalho. Os valores de parâmetros binários estão listados nas Tabelas III.1 e III.2. Os outros valores dos parâmetros binários são encontrados na simulação

Tabela III. 1: Parâmetros de interação binária dos componentes – petróleo leve

	Propano	i - Butano	n - Pentano	NPB_24	NPB_180	NPB_377
Propano	-	0,00154	0,00317	0,00333	0,01437	0,04170
i - Butano	0,00154	-	0,00081	0,00088	0,00781	0,03006
n - Pentano	0,00317	0,00081	-	0,00105	0,00478	0,02380
NPB_24	0,00333	0,00088	0,00040	-	0,00457	0,02333
NPB_180	0,01437	0,00781	0,00478	0,00457	-	0,00781
NPB_377	0,04170	0,03006	0,02380	0,02333	0,00781	-

Tabela III. 2: Parâmetros de interação binária dos componentes – petróleo pesado

	Propano	i - Butano	n - Pentano	NPB_109	NPB_392	NPB_671
Propano	-	0,00154	0,00317	0,00177	0,04528	0,10085
i - Butano	0,00154	-	0,00081	0,00046	0,03315	0,08347
n - Pentano	0,00317	0,00081	-	0,00068	0,02658	0,07346
NPB_109	0,00177	0,00046	0,00068	-	0,03192	0,08164
NPB_392	0,04528	0,03315	0,02658	0,03192	-	0,01293
NPB_671	0,10085	0,08347	0,07346	0,08164	0,01293	-

Uma forma usual de determinação dessa corrente de petróleo é o uso da curva dos pontos de ebulição verdadeiros (PEV). Essa curva é caracterizada pela relação entre o volume percentual vaporizado do petróleo e o ponto de temperatura necessária para vaporizar parte da amostra do petróleo e permite a determinação do rendimento dos derivados de petróleo. Maiores informações são encontradas no Apêndice A.

As curvas apresentadas na tabelas III.4 e III.6 são dados iniciais da curva PEV para implementação dessas curvas de destilação no *UniSim®Design Suite R370.1*.

Tabela III. 3: Componentes leves não condensados na destilação de pontos de ebulição verdadeiros (PEV) – petróleo leve

<b>Componentes leves - Petróleo leve</b>	
<b>Componentes</b>	<b>% volume líquido</b>
Etano	0,02
Propano	0,30
i - Butano	0,26
n - Butano	0,84
Total	1,42

Tabela III. 4: Pontos fornecidos ao simulador para curva PEV – petróleo leve

<b>Curva de destilação PEV - Petróleo leve</b>	
<b>% volume vaporizado</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
1,00	15,0
6,81	75,0
20,56	145,0
28,48	190,0
35,02	230,0
54,34	340,0
60,21	375,0
71,82	460,0
83,04	550,0
84,27	560,0

Tabela III. 5: Componentes leves não condensados na destilação de pontos de ebulição verdadeiros (PEV) – petróleo pesado

<b>Componentes leves - Petróleo pesado</b>	
<b>Componentes</b>	<b>% volume líquido</b>
Etano	0,05
Propano	0,32
i - Butano	0,15
n - Butano	0,21
n - Pentano	0,01
Total	0,74

Tabela III. 6: Pontos fornecidos ao simulador para curva PEV – petróleo pesado

<b>Curva de destilação PEV - Petróleo pesado</b>	
<b>% volume vaporizado</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
7,06	198,0
12,04	246,0
24,51	333,0
33,46	392,0
99,25	976,0

A partir desses pontos, o simulador fornece a curva de destilação pelos pontos de ebulição verdadeiros (TBP – *true boiling point*) mostrando os dados inseridos e a extrapolação dos mesmos (método de extrapolação: probabilidade).

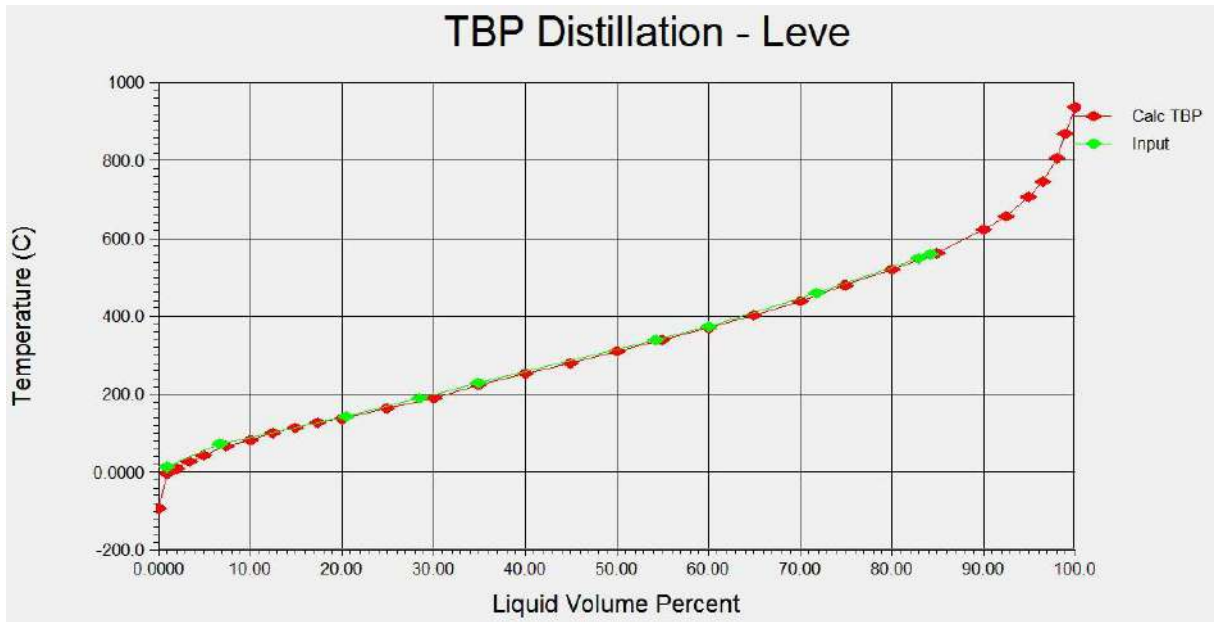


Figura III. 5: Curva de destilação PEV – petróleo leve

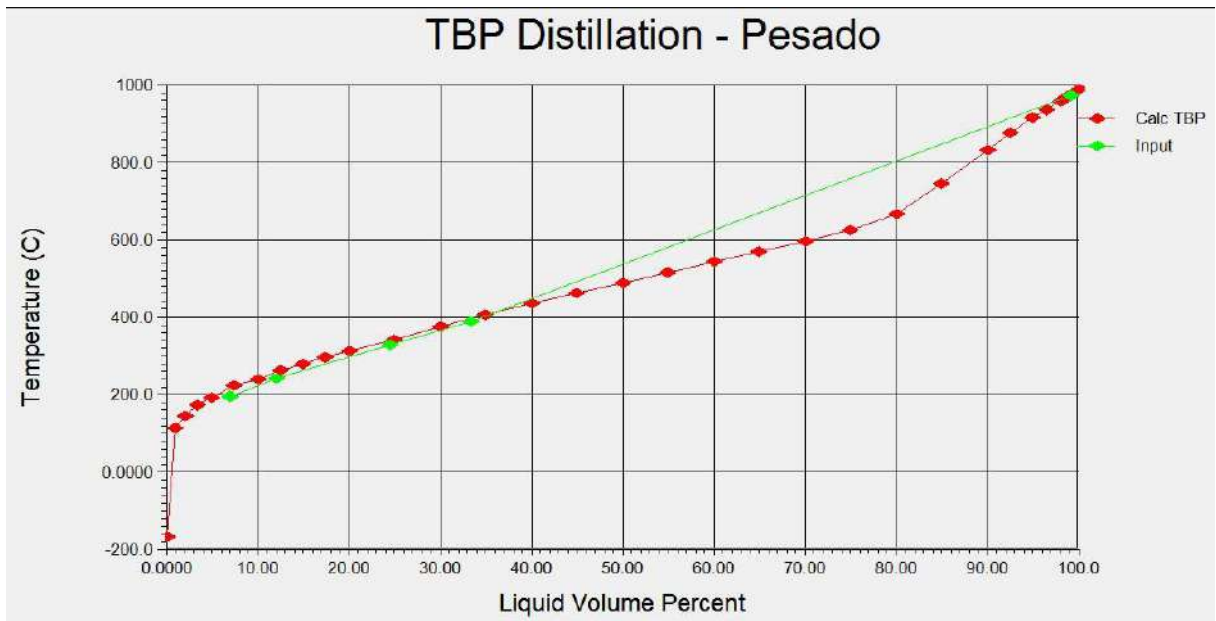


Figura III. 6: Curva de destilação PEV – petróleo pesado

Os pseudo-componentes e suas frações molares foram gerados pelo simulador conforme mostram as Tabelas III.7 e III.8.

Tabela III. 7: Componentes (55 componentes equivalentes a 46 pseudocomponentes gerados pelo simulador) e suas frações molares – petróleo leve

<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	<b>NBP_38</b>	0,0281	<b>NBP_194</b>	0,0301	<b>NBP_349</b>	0,0172	<b>NBP_579</b>	0,0099
<b>Metano</b>	0,0000	<b>NBP_52</b>	0,0299	<b>NBP_208</b>	0,0278	<b>NBP_363</b>	0,0158	<b>NBP_606</b>	0,0073
<b>Etano</b>	0,0006	<b>NBP_67</b>	0,0318	<b>NBP_222</b>	0,0264	<b>NBP_377</b>	0,0142	<b>NBP_636</b>	0,0065
<b>Propano</b>	0,0087	<b>NBP_81</b>	0,0502	<b>NBP_236</b>	0,0259	<b>NBP_392</b>	0,0128	<b>NBP_671</b>	0,0098
<b>i – Butano</b>	0,0063	<b>NBP_94</b>	0,0386	<b>NBP_250</b>	0,0252	<b>NBP_406</b>	0,0118	<b>NBP_732</b>	0,0063
<b>n - Butano</b>	0,0212	<b>NBP_109</b>	0,0380	<b>NBP_264</b>	0,0241	<b>NBP_420</b>	0,0109	<b>NBP_789</b>	0,0034
<b>i – Pentano</b>	0,0000	<b>NBP_124</b>	0,0557	<b>NBP_279</b>	0,0230	<b>NBP_441</b>	0,0194	<b>NBP_853</b>	0,0021
<b>n – Pentano</b>	0,0000	<b>NBP_137</b>	0,0522	<b>NBP_293</b>	0,0219	<b>NBP_469</b>	0,0175	<b>NBP_910</b>	0,0021
<b>n – Hexano</b>	0,0000	<b>NBP_151</b>	0,0406	<b>NBP_307</b>	0,0206	<b>NBP_496</b>	0,0160		
<b>NBP_10</b>	0,0283	<b>NBP_165</b>	0,0352	<b>NBP_321</b>	0,0194	<b>NBP_524</b>	0,0147		
<b>NBP_24</b>	0,0282	<b>NBP_180</b>	0,0326	<b>NBP_335</b>	0,0183	<b>NBP_551</b>	0,0132		

Tabela III. 8: Componentes (45 componentes sendo 37 pseudocomponentes) e suas frações molares – petróleo pesado

<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	<b>NBP_151</b>	0,0268	<b>NBP_306</b>	0,0312	<b>NBP_496</b>	0,0385	<b>NBP_959</b>	0,0099
<b>Metano</b>	0,0001	<b>NBP_164</b>	0,0269	<b>NBP_320</b>	0,0301	<b>NBP_524</b>	0,0354		
<b>Etano</b>	0,0023	<b>NBP_178</b>	0,0271	<b>NBP_335</b>	0,0277	<b>NBP_552</b>	0,0321		
<b>Propano</b>	0,0152	<b>NBP_193</b>	0,0259	<b>NBP_349</b>	0,0255	<b>NBP_579</b>	0,0288		
<b>i – Butano</b>	0,0059	<b>NBP_207</b>	0,0270	<b>NBP_363</b>	0,0245	<b>NBP_607</b>	0,0272		
<b>n - Butano</b>	0,0087	<b>NBP_221</b>	0,0310	<b>NBP_377</b>	0,0240	<b>NBP_634</b>	0,0222		
<b>i – Pentano</b>	0,0001	<b>NBP_235</b>	0,0440	<b>NBP_392</b>	0,0238	<b>NBP_671</b>	0,0230		
<b>n – Pentano</b>	0,0004	<b>NBP_249</b>	0,0238	<b>NBP_406</b>	0,0238	<b>NBP_735</b>	0,0148		
<b>NBP_109</b>	0,0170	<b>NBP_265</b>	0,0274	<b>NBP_420</b>	0,0234	<b>NBP_788</b>	0,0129		
<b>NBP_123</b>	0,0156	<b>NBP_278</b>	0,0318	<b>NBP_441</b>	0,0438	<b>NBP_845</b>	0,0110		
<b>NBP_135</b>	0,0264	<b>NBP_292</b>	0,0315	<b>NBP_469</b>	0,0414	<b>NBP_902</b>	0,0100		



Um modo de qualificar o petróleo como leve ou pesado é a partir da classificação pela densidade (sendo esse apenas um modo dentre outros existentes para classificação do petróleo).

Tabela III. 9: Classificação do petróleo pelo grau API

Densidade (°API)	Classificação
API > 40	Extra-leve
40 > API > 33	Leve
33 > API > 27	Médio
27 > API > 19	Pesado
19 > API > 15	Extra-pesado
API < 15	Asfáltico

fonte: Caracterização do petróleo e seus produtos. Marco Antonio Farah, pág 42

A equação que correlaciona à densidade do petróleo em (kg/m<sup>3</sup>) em grau API é a seguinte:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{d_{15,6/15,6}} - 131,5$$

Sendo a densidade específica (d<sub>15,6/15,6</sub>) do petróleo em relação à água a 15,6 °C. Com a equação acima pode-se determinar a densidade e seu grau API correspondente.

Tabela III. 10: Relação entre a densidade e o grau API

	Petróleo leve	Petróleo pesado
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	842,6	911,7
°API	36,11	23,4

## Capítulo IV – Discussão e Resultados

### IV. 1 - Especificações e resultados das unidades de processamento

O fluxograma de processo assumido é o mesmo tanto para o processamento do petróleo leve quanto para o processamento do petróleo pesado em relação às especificações dos equipamentos. Isto é feito para que uma comparação apropriada possa ser realizada entre os dois processamentos. O fluxograma inicial de simulação envolve a Torre Pré-Flash, forno atmosférico (sendo representado pelo *heater E-105*, figura IV.1), compressor de nafta instável, Coluna Debutanizadora e Coluna de destilação atmosférica.

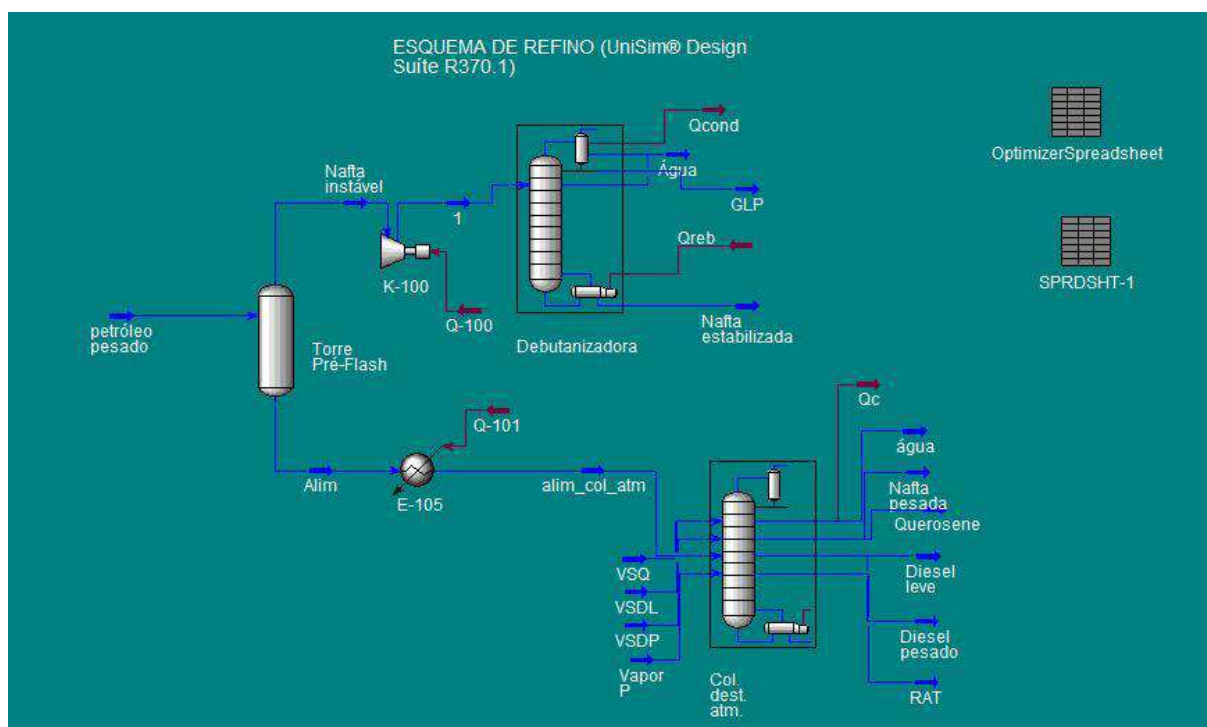


Figura IV. 1: Fluxograma inicial de simulação do processamento de petróleo

A concepção do esquema de refino teve início pela implementação da Torre Pré-Flash (apesar da bateria de pré-aquecimento vir antes na Torre Pré-Flash no esquema de processamento do petróleo, não se tem ainda os cortes laterais da coluna atmosférica que aquecem a corrente de petróleo cru. Informações mais detalhadas sobre o processo aparecem no Apêndice B.2). Esta torre foi considerada operando isotermicamente. Na corrente de topo dessa torre, tem-se a nafta instável que é enviada para a Coluna Debutanizadora onde se tem o fracionamento em GLP (no topo da coluna) e de Nafta estável (no fundo da coluna). A

corrente de fundo da Torre Pré-Flash é uma corrente líquida de petróleo que passa por um forno antes de entrar na zona de expansão da Coluna de Destilação Atmosférica.

As especificações de pressão e temperatura de operação assim como os resultados obtidos de rendimento e fracionamento são dadas na tabela IV.1.

Tabela IV. 1: Especificações e resultados da Torre Pré-Flash

Torre Pré-Flash	Petróleo leve	Petróleo pesado
Temperatura (°C)	200,0	200,0
Pressão (atm)	3,00	3,00
Fração vaporizada na entrada	0,3269	0,0034
Vazão de entrada (m <sup>3</sup> /h)	600,79	600,79
Vazão - Nafta instável (m <sup>3</sup> /h)	105,00	0,48
Vazão - corrente de alim. Col. Atm. (m <sup>3</sup> /h)	495,8	600,3
Rendimento de Nafta instável (%)	17,48	0,08
Gap 5-95 (°C)	-65,17	0,53

A tabela IV.1 apresenta um maior rendimento em nafta instável para o processamento do petróleo leve do que para petróleo pesado, o que era esperado visto a maior quantidade de petróleo que entra vaporizado na Torre Pré-Flash. Além disso, o GAP 5-95 proporciona uma indicação da qualidade de fracionamento entre as correntes. O GAP 5-95, definido como a diferença entre a temperatura ASTM D86 na qual 5% do volume da fração mais pesada é vaporizada e a temperatura ASTM D86 na qual 95% do volume da fração mais leve é vaporizada (YAMANISHI, 2007), indica o grau de separação entre duas frações sendo que quanto maior for essa diferença, maior será a qualidade do fracionamento dos cortes.

Conclui-se, portanto que a Torre Pré-Flash fraciona melhor o petróleo pesado visto que a quantidade a ser separada é bem menor do que a do petróleo leve.

A corrente de topo da Torre Pré-Flash segue então para Coluna Debutanizadora. Para a simulação de todas as colunas de destilação, foi utilizado o modelo de destilação multicomponente rigoroso disponível no simulador, que permite múltiplas alimentações e retiradas. Primeiramente, essa corrente de nafta instável é enviada para um compressor do tipo alternativo que eleva a pressão até 11 atm. A Coluna Debutanizadora possui um condensador

e um refeedor e possui duas correntes de saída, uma de topo (GLP) e outra de fundo (Nafta instável). No Apêndice B.2.5 há mais informações sobre a Coluna Debutanizadora.

Tabela IV. 2: Especificações e resultados da Coluna Debutanizadora

Coluna Debutanizadora	Petróleo leve	Petróleo pesado
Temperatura_topo/fundo (°C)	55,19 / 175,5	14,38 / 195,9
Temperatura de alimentação (°C)	235,9	227,6
Prato de alimentação	25	25
Pressão_topo/fundo (kPa)	1064 / 1115	1064 / 1115
Carga térmica - condensador (kJ/h)	3,24E+07	2,41E+05
Carga térmica - refeedor (kJ/h)	2,50E+06	5,83E+04
Pratos	Valvulados	Recheados
Dimensões - D x H (m)	2,59 x 18,29	2,59 x 18,29
Nº de estágios teóricos	30	30
Razão de refluxo	29,84	3,02
Intemperismo - GLP (°C)	1,97	1,02
PVR @ 37,8°C - Nafta estabilizada (kPa)	59,81	59,9
Recuperado no GLP (1)	0, 9946	0, 9961
Recuperado na Nafta estabilizada (2)	0, 026	0, 0255

(1) Fração de recuperação dos componentes menores que i – Pentano na corrente de GLP

(2) Fração de recuperação dos componentes menores que i – Pentano na corrente de Nafta estável

A Coluna Debutanizadora, cujas especificações e resultados aparecem na Tabela IV.2, necessita de duas especificações para convergência (dois graus de liberdade). As variáveis razão de refluxo externo e carga térmica do refeedor foram adotadas. Os resultados das variáveis de processo foram obtidos de forma que as correntes de GLP e Nafta estável estivessem dentro de suas especificações de acordo com que é apresentado em YAMANISHI (2007). A especificação de GLP está em consonância com o Intemperismo, que é uma propriedade que representa a quantidade de pentanos e de componentes com massa molecular superior a estes que podem interferir no processo de combustão do GLP. Uma maior quantidade de pentanos na corrente de GLP fornece um maior valor de Intemperismo. No

Brasil, a especificação de Intemperismo é de 2°C. A propriedade especificada para Nafta estável é pressão de vapor Reid (PVR @ 37,8°C), que é a pressão na qual se inicia a vaporização da substância a 37,8°C, que está relacionada à quantidade de butano e componentes de menor massa molecular superior ao butano. No Brasil a pressão de vapor Reid máxima é de 60 kPa. Essa especificação da Nafta estável é importantíssima a nível de segurança para seu armazenamento. Essas especificações características do GLP e da Nafta estável foram obtidas a partir da otimização da coluna debutanizadora. Com o auxílio do *Optimizer Spreadsheet*, uma função objetivo para minimização do somatório do erro quadrático das variáveis Intemperismo (sendo calculado como a temperatura da curva PEV na qual 95% volume foi vaporizado) e da pressão de vapor Reid. A função objetivo representada pela equação 1

$$F.O. = \sum \left[ \left( T_{95\%}^{\text{calc}} - T_{95\%}^{\text{ref}} \right)^2 + \left( PVR^{\text{calc}} - PVR^{\text{ref}} \right)^2 \right] \quad (1)$$

Onde:

F.O.: função objetivo

$T_{95\%}$ : temperatura para obtenção do intemperismo

PVR: pressão de vapor Reid a 37,8°C

calc: propriedade calculada

ref: valor de referência da propriedade (Intemperismo = 2°C e PVR@ 37,5 = 60 kPa)

As variáveis usadas para tentativa de minimização da equação 2 foram a razão de refluxo externa e a carga térmica do refeedor.

O perfil de composição ao longo dos estágios, conforme ilustrado nas Figuras IV.2 e IV.3, possibilita uma boa indicação da distribuição dos componentes leves e pesados nas correntes de GLP e Nafta estável.

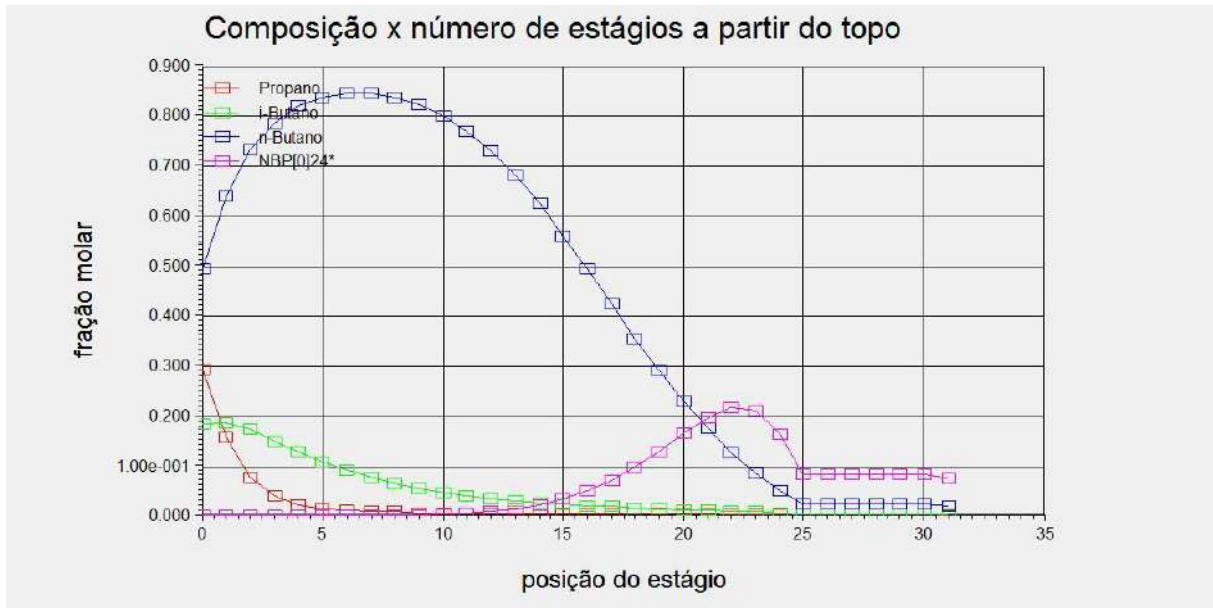


Figura IV. 2: Perfil de composição ao longo da Coluna Debutanzidora – petróleo leve

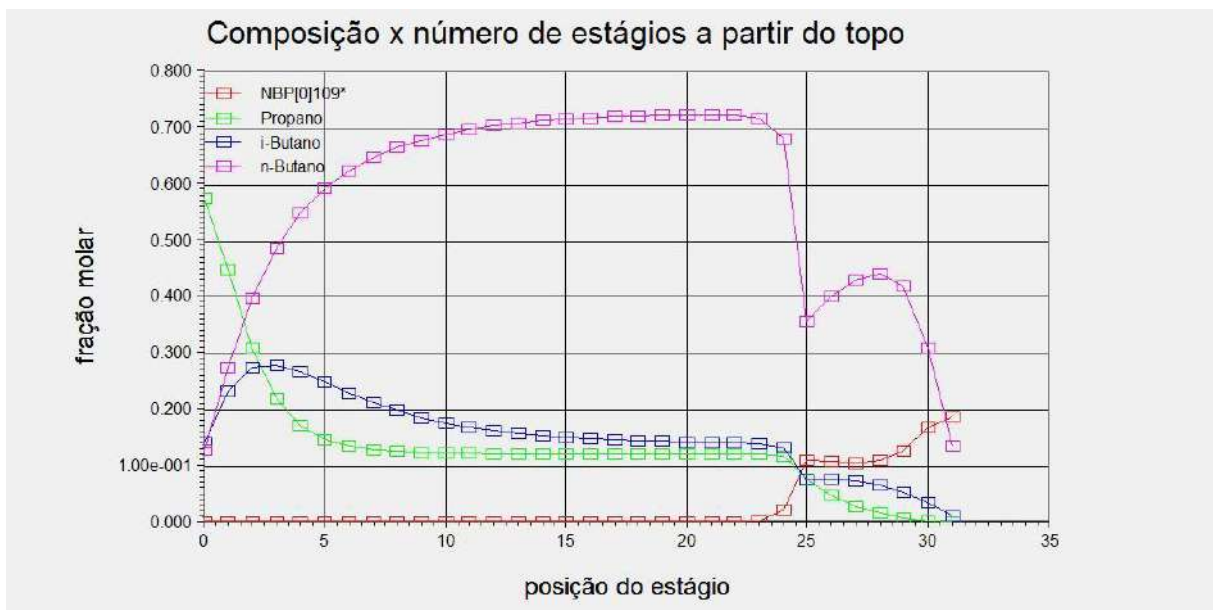


Figura IV. 3: Perfil de composição ao longo da Coluna Debutanzidora – petróleo pesado

Com as figuras IV.2 e IV.3, pode-se analisar o comportamento da composição de alguns dos componentes presentes na Coluna Debutanzidora. Foram escolhidos três componentes leves (propano, i-Butano, n- Butano) e um pseudo-componente mais pesado para observar as suas distribuições ao longo da coluna. Analisando a figura IV.2, por exemplo, no eixo das abscissas na posição zero de estágio, ou seja, o condensador total, onde o GLP é retirado, e somando as frações dos componentes leves no eixo das ordenadas, conclui-se que praticamente 99% da composição desse estágio é formado por componentes leves, o que permite a obtenção de especificação do GLP dentro do valor exigido. A mesma

análise pode ser feita observando o último estágio onde se tem baixíssima quantidade de componentes leves, o que favorece a especificação de PVR @ 37,8°C da Nafta estabilizada. Conclusões análogas são obtidas pela análise da Figura IV.3 que corresponde ao processamento do petróleo pesado.

Nas Figuras IV.4 e IV.5 observa-se que a maior carga térmica obtida no processamento do petróleo leve está associada a uma maior quantidade de vapor que deve ser condensado no topo dessa coluna.

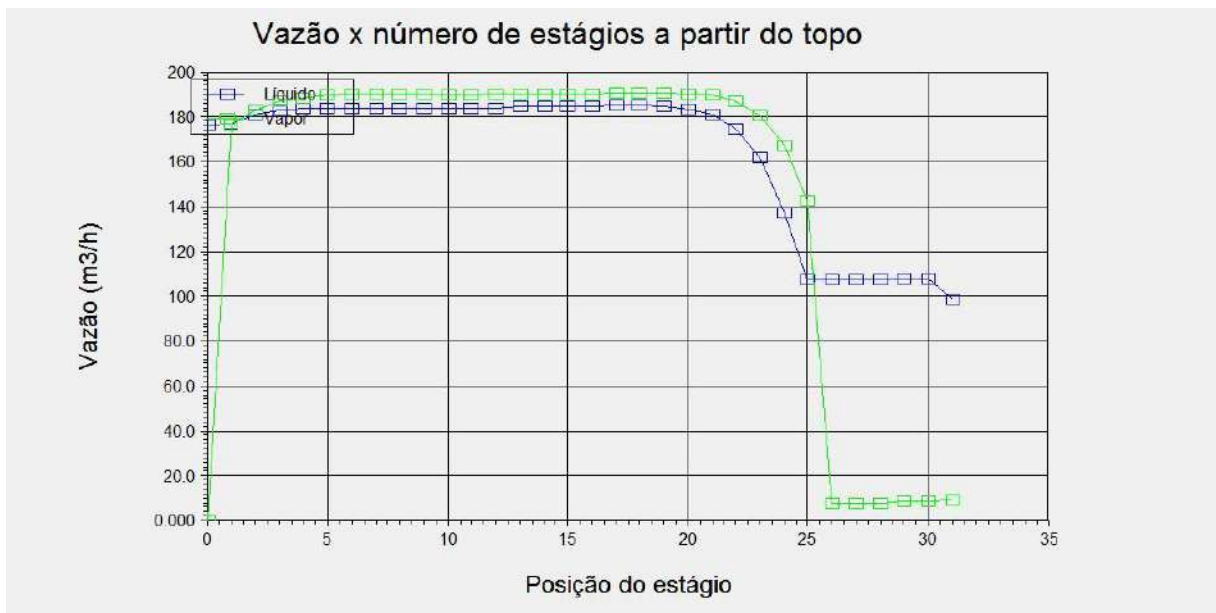


Figura IV. 4: Perfil de vazão volumétrica de líquido e vapor na Coluna Debutanizadora – petróleo leve

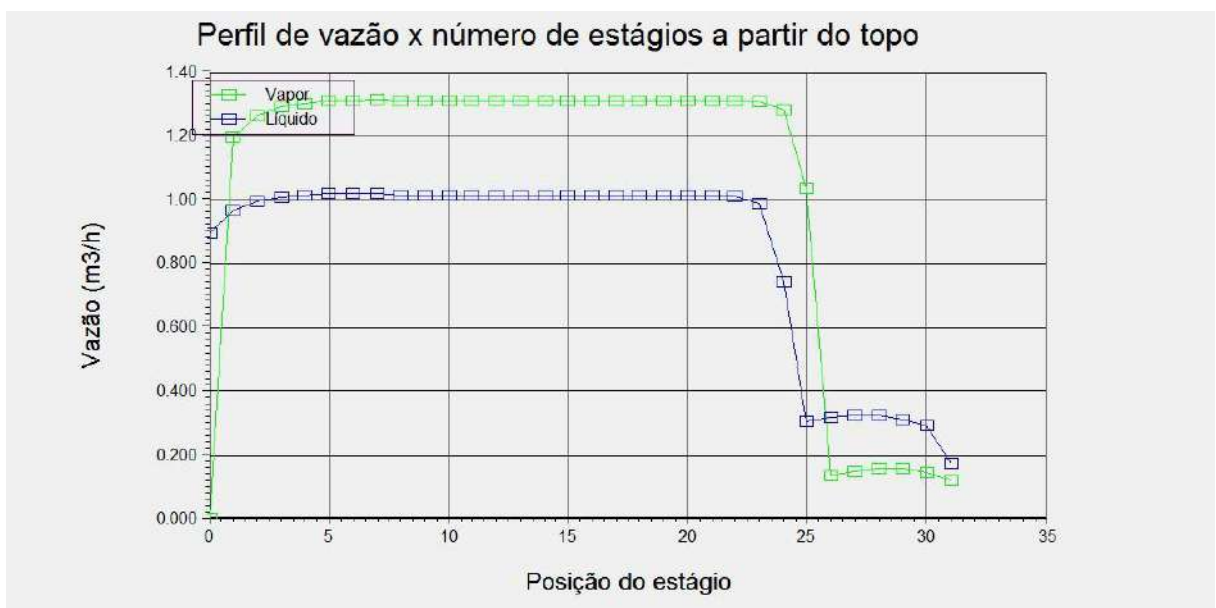


Figura IV. 5: Perfil de vazão volumétrica de líquido e vapor na Coluna Debutanizadora – petróleo pesado

A corrente de fundo da Torre Pré-Flash segue então para um forno atmosférico que tem a finalidade de elevar a temperatura do petróleo para entrada na zona de expansão da Coluna Atmosférica. O forno (representado por um *heater E-100*, Figura IV.1) aquece o petróleo até a temperatura de 370°C e a pressão de entrada é obtida considerando uma perda de carga nos tubos do forno de 1,5 atm, alcançando assim, a pressão requerida na entrada da zona de expansão da coluna de destilação atmosférica que é de 1,5 atm.

A Coluna Atmosférica apresenta colunas laterais de *stripping*, fluxos de líquido que retornam a estágios superiores que são denominados *pump-around*, um condensador total que retira Nafta pesada e água e no fundo da coluna entra vapor d'água. A Figura IV.6 representa os equipamentos presentes na coluna atmosférica. Um detalhamento sobre a Coluna Atmosférica é descrito no Apêndice B.2.3.

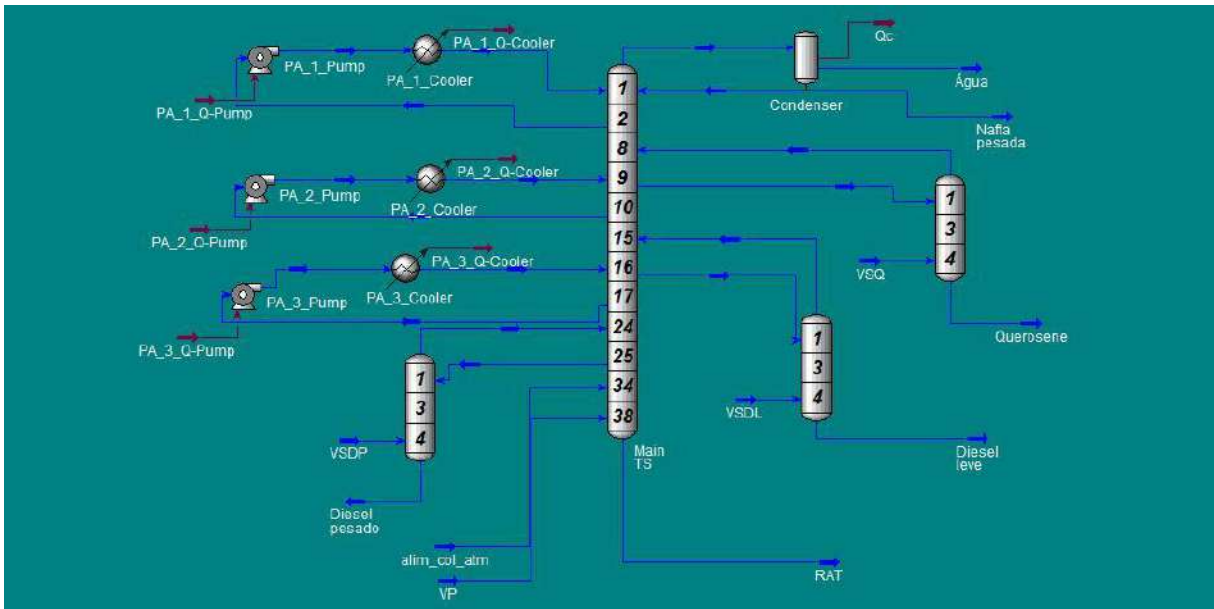


Figura IV. 6: Ambiente de desenvolvimento da Coluna Atmosférica

As especificações de projeto da Coluna Atmosférica assim como as condições de pressão e temperatura do vapor d'água utilizado para fundo da coluna e retificação das correntes laterais da coluna foram àquelas apresentadas por YAMANISHI (2007).



Tabela IV. 3: Localização das correntes de retirada e retorno na Coluna Atmosférica

Coluna Atmosférica - Coluna principal	Posição do estágio
Número de estágios	38
Alimentação	34
Nafta pesada	Condensador
Querosene	9
Diesel leve	16
Diesel pesado	25
Estágio de retirada - Resíduo Atmosférico (RAT)	38

Tabela IV. 4: Número de colunas e estágios das Colunas laterais de *Stripping*

Colunas de <i>Stripping</i>	
Nº de colunas	3
Nº estágios	4

Tabela IV. 5: Localização das correntes de retorno nas Colunas laterais de *Stripping*

Colunas laterais de <i>Stripping</i>	Posição do estágio
Corrente de retorno da coluna de <i>stripping</i> de Querosene	8
Corrente de retorno da coluna de <i>stripping</i> de Diesel leve	15
Corrente de retorno da coluna de <i>stripping</i> de Diesel pesado	24

Tabela IV. 6: Localização das correntes de retirada e retorno das *pump-around* da Coluna Atmosférica

<b><i>Pump - Around</i></b>	<b>Posição do estágio</b>
Corrente de retirada do 1° <i>pump-around</i>	2
Corrente de retirada do 2° <i>pump-around</i>	10
Corrente de retirada do 3° <i>pump-around</i>	17
Corrente de retorno do 1° <i>pump-around</i>	1
Corrente de retorno do 2° <i>pump-around</i>	9
Corrente de retorno do 3° <i>pump-around</i>	16

As condições de entrada na zona de expansão da coluna atmosférica, os resultados de vazões e carga térmica dos *pump-arounds*, vazões de vapor d'água principal (fundo da coluna) e de *stripping* estão apresentadas na Tabela IV.7. São resultados obtidos tanto para o processamento de petróleo leve quanto do petróleo pesado, salvo algumas exceções que foram observadas.

Tabela IV. 7: Principais especificações da Coluna Atmosférica

<b>Corrente de alimentação</b>	
Temperatura	370 °C
Pressão	1,5 atm
Vazão	495,75 m <sup>3</sup> /h
Queda de pressão na coluna (condensador ao último estágio)	1,0 – 1,7 atm / 1,34 – 1,39 atm*
<b>Refluxo circulante (pump-around)</b>	
Carga térmica das <i>pump-around</i> 1 <sup>a</sup> , 2 <sup>a</sup> e 3 <sup>a</sup>	5*10 <sup>7</sup> kJ/h / 4*10 <sup>7</sup> kJ/h*
Vazão do 1° e 2°	400 m <sup>3</sup> /h
Vazão do 3°	200 m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão de vapor d'água (200°C e 3 atm)</b>	
<i>Stripping</i> de Querosene	4000 kg/h
<i>Stripping</i> de Diesel leve	2000 kg/h / 5900 kg/h*
<i>Stripping</i> de Diesel pesado	2000 kg/h / 1330 kg/h*
Vapor principal	6500 kg/h / 16000 kg/h*

\*Representa dados específicos obtidos no processamento do petróleo pesado, caso contrário, o mesmo valor de resultado é válido para ambos os petróleos

As colunas laterais de *stripping* e as *pump-around* foram inseridas a coluna atmosférica por partes já que cada corrente de retirada gera mais grau de liberdade no sistema. Primeiramente a coluna principal, com 38 estágios teóricos, foi simulada fornecendo-se os valores de rendimento esperado como especificações para convergência da coluna. Esses rendimentos são aproximados, sendo obtidos observando-se a curva PEV da corrente de entrada da coluna atmosférica. A partir da determinação da temperatura final de ebulição de corte para cada uma das frações presentes da corrente de alimentação, uma estimativa do

volume pode ser realizada. Esses valores então são fornecidos à coluna atmosférica em forma de vazão volumétrica.

Após essa primeira convergência, as colunas de *stripping* foram acopladas a coluna principal uma a uma, nessa ordem: coluna de *stripping* de querosene, coluna de *stripping* de diesel leve e coluna de *stripping* de diesel pesado. Por fim, as *pump-arounds* também foram incluídas por partes até que se encontrasse a solução final da simulação da coluna atmosférica.

A simulação da Coluna Atmosférica foi realizada utilizando a ferramenta *recycle*, que permite que um processo iterativo seja implementado facilitando a convergência das especificações fornecidas à coluna.

Nesse trabalho tanto o esquema de processamento de petróleo leve quanto o de petróleo pesado possuem a mesma configuração. Cada petróleo apresenta um rendimento específico de corte dos destilados, observando na faixa característica de cada produto, o volume de destilado de cada fração. De modo a possibilitar a comparação entre os rendimentos dos cortes laterais da coluna atmosférica, uma das especificações inseridas na simulação da Coluna Atmosférica, já com todos os seus equipamentos em anexos a coluna principal, foi à determinação da temperatura do ponto final de ebulição (PFE) ASTM D86 de cada fração do petróleo quando 100% vaporizados. Os cortes são caracterizados por faixas de destilação como pode ser visto no Apêndice A.2.2.

Tabela IV. 8: Especificação do PFE ASTM D86 das frações de petróleo 100% vaporizados

Temperatura ASTM D86 das frações retiradas	
Produtos	PFE - Ponto final de ebulição (°C)
Nafta pesada	170°C (vol. 100%)
Querosene	270°C (vol. 100%)
Diesel leve	340°C (vol. 100%)
Diesel pesado	400°C (vol. 100%)

Os principais resultados do processamento do petróleo leve e pesado foram os rendimentos das retiradas laterais, o grau de fracionamento entre os cortes (GAP 5-95), carga térmica requerida nos condensadores que estão presentes na Tabela IV.9 e nas Figuras IV.7 e IV.8.

Tabela IV. 9: Vazão volumétrica (m<sup>3</sup>/h) dos produtos da coluna atmosférica

Coluna Atmosférica				
Vazão de produtos (m <sup>3</sup> /h)	Petróleo leve	Petróleo pesado	Rendimento (%)	
Nafta pesada	63,77	18,64	12,86	3,10
Querosene	85,36	62,47	17,21	10,40
Diesel leve	80,59	66,75	16,25	11,12
Diesel pesado	48,53	57,18	9,79	9,52
Resíduo atmosférico	217,70	395,40	43,90	65,85
Total	495,95	600,44	100,00	100,00

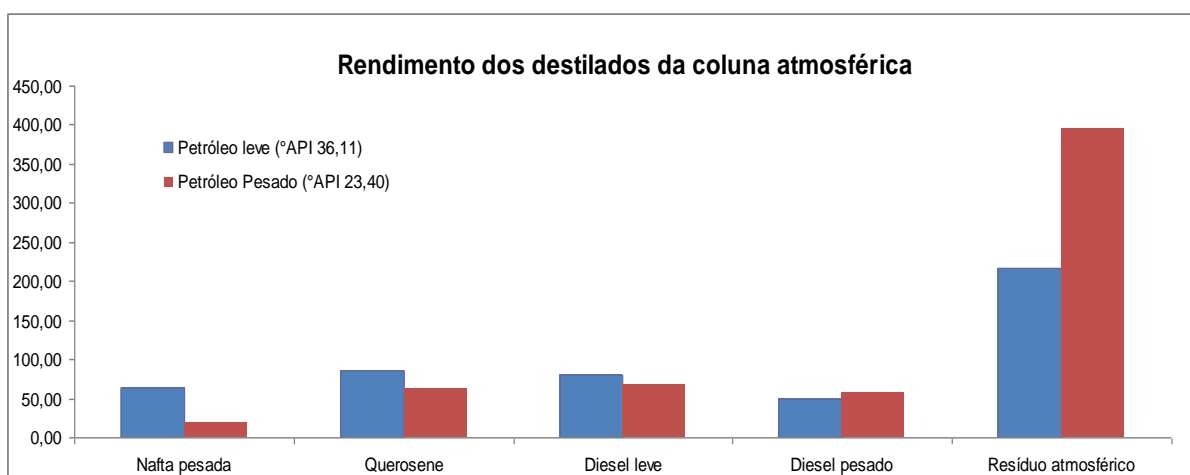


Figura IV. 7: Rendimento dos destilados da Coluna Atmosférica

Como apresentado na tabela IV.9 e figura IV.7, há um maior rendimento nas frações de nafta pesada, querosene e diesel leve no processamento de petróleo leve. Já no processamento de petróleo pesado, um altíssimo rendimento de resíduo atmosférico é obtido indicando a presença de componentes bem mais pesados do que no petróleo leve.

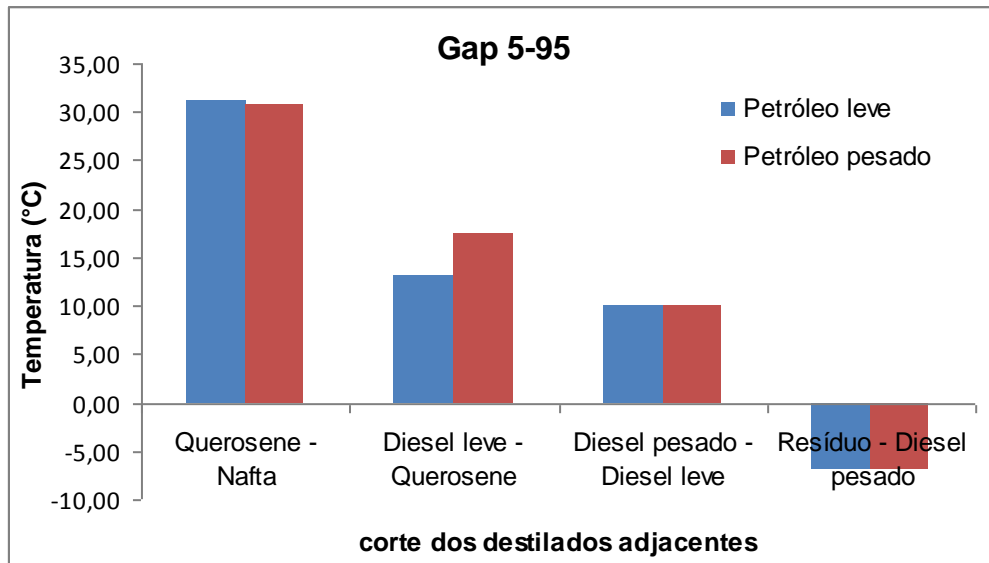


Figura IV. 8: GAP 5 – 95 dos cortes laterais adjacentes na Coluna Atmosférica

A figura IV.8 demonstra o comparativo do grau de fracionamento entre os cortes laterais da Coluna Atmosférica. O par da fração do petróleo, resíduo atmosférico e diesel leve, apresentam um GAP 5-95 negativo, também chamado de “*overlap*”, tanto no processamento de petróleo leve quanto do pesado. Uma diferença significativa é observada somente no par diesel leve/querosene, quando o fracionamento destas frações apresentou-se mais favorável quando processado o petróleo pesado.

O perfil de temperatura ao longo da coluna atmosférica é apresentado na Figura IV.9 e Figura IV.10.

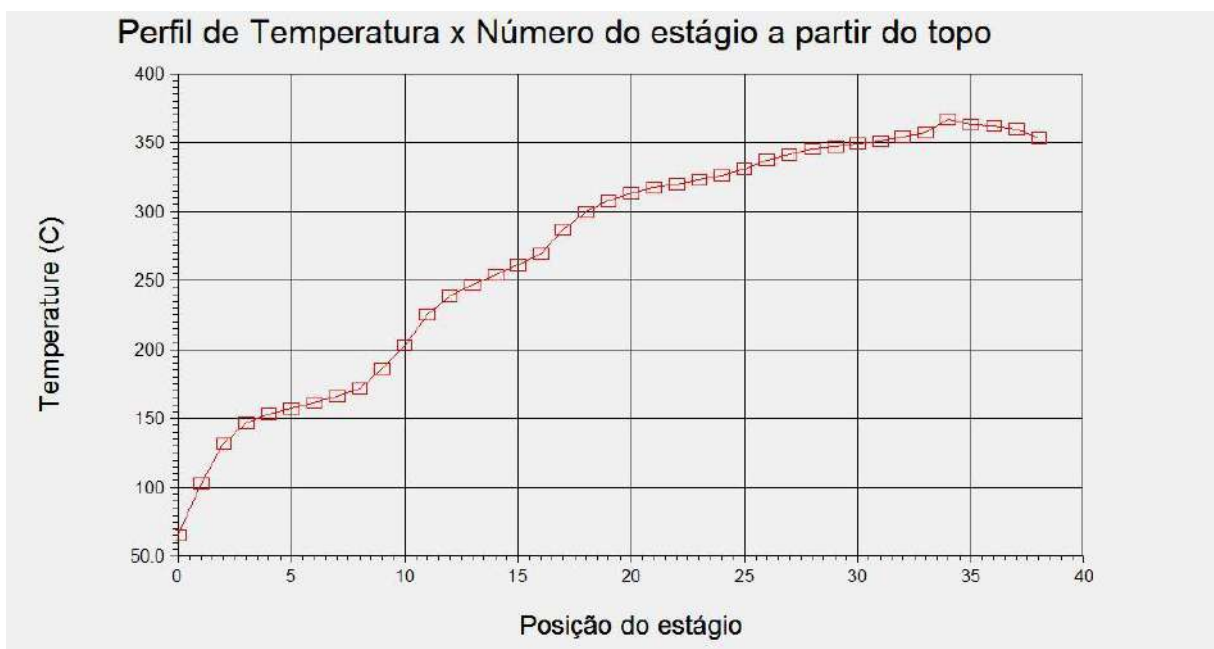


Figura IV. 9: Perfil de temperatura x Número do estágio a partir do topo – petróleo leve

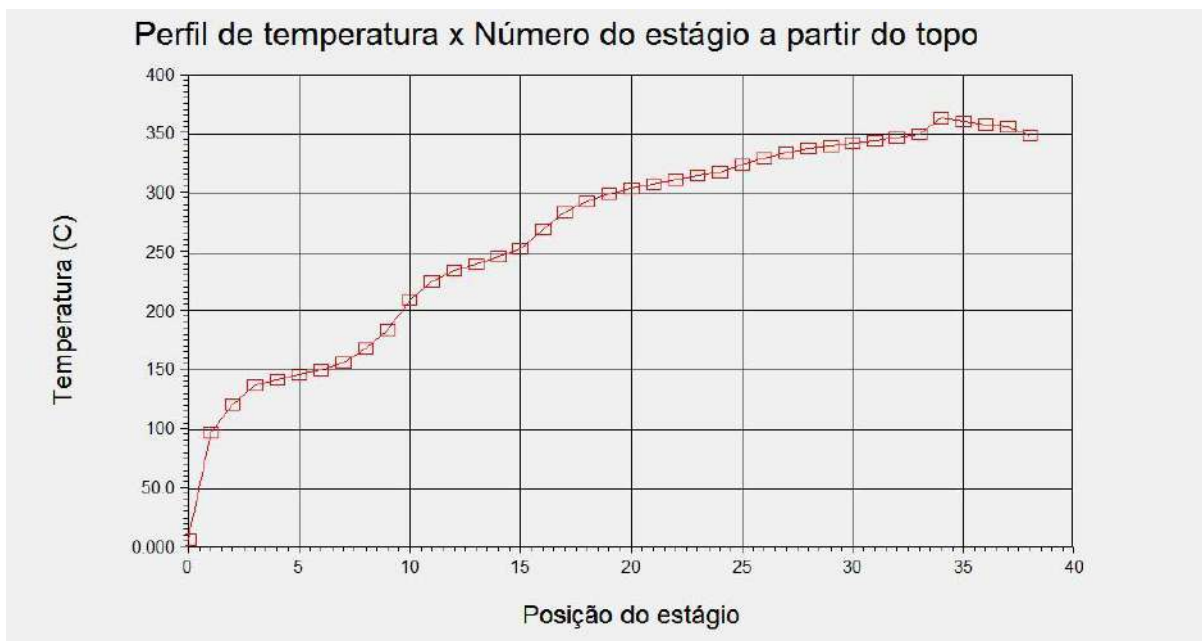


Figura IV. 10: Perfil de temperatura x Número do estágio a partir do topo – petróleo pesado

A Tabela IV.10 apresenta os resultados de pressão, temperatura, carga térmica do condensador, dimensões calculadas por correlações embutidas no simulador para o cálculo de pratos valvulados da coluna atmosférica para o processamento de petróleo leve e pesado.

Tabela IV. 10: Resultados gerais da Coluna Atmosférica

Coluna de Destilação Atmosférica	Petróleo leve	Petróleo pesado
Temperatura_topo/fundo (°C)	66,00 / 353,6	7,69 / 348,8
Pressão_topo/fundo (kPa)	101,3 / 158,9	136,0 / 141,1
Carga térmica do condensador (kJ/h)	6,29E+07	9,33E+07
Dimensões - D x H (m)	5,49 x 23,16	5,33 x 23,16
Nº de estágios teóricos	38	38
Razão de refluxo	0,4842	1,217

A tabela IV.10 mostra que a temperatura de topo da Coluna Atmosférica para o processamento de petróleo pesado é muito baixa, fazendo com que seja necessário o uso de um fluido refrigerante para condensar o vapor no topo, pois a utilização de água de resfriamento não permite atingir temperaturas tão baixas.

A partir da obtenção das correntes laterais de produtos da Coluna Atmosférica (Querosene, Diesel leve e Diesel pesado), a bateria de pré-aquecimento do petróleo cru pode ser simulada.

Numa refinaria existem duas baterias de pré-aquecimento, sendo que na primeira bateria, o petróleo cru é aquecido pelas correntes laterais de produtos da coluna de destilação atmosférica ao mesmo tempo em que essas correntes são resfriadas (Querosene, Diesel leve e Diesel pesado). Esse processo visa o aproveitamento da carga térmica existente nas correntes de produto, eliminando a necessidade de utilidades para aquecimento da corrente de petróleo.

Esse petróleo parcialmente pré-aquecido é enviado a uma unidade dessalgadora onde a água e sais presentes na corrente de petróleo são removidos. Por fim esse petróleo segue para segunda bateria de pré-aquecimento onde o mesmo é pré-aquecido pelos produtos obtidos pela coluna a vácuo. Os trocadores foram simulados com modelos simplificados que fornecem o produto UA a partir das especificações das temperaturas das correntes quentes e frias em contracorrente. O simulador *UniSim®Design Suite R370.1* fornece um valor de área de troca térmica constante, modificando apenas o valor de UA quando as especificações dos fluidos são modificadas. Para obter o cálculo da área de troca térmica, um valor do coeficiente global de transferência de calor (U) foi adotado, seguindo um valor típico encontrado em regras heurísticas que recomendam que o seja de 85 Btu/(h·ft<sup>2</sup>·°F) para troca térmica entre petróleos (1737,5 kJ/(h·m<sup>2</sup>·°C)) (BRANAN, 2002).

Na simulação proposta, foram assumidas algumas considerações para o processamento dos petróleos. São elas:

- Na caracterização dos petróleos utilizados neste trabalho, não se considerou a presença de sais na composição dos petróleos. Por isso, a unidade dessalgadora não está presente no esquema adotado
- Como a unidade de destilação a vácuo não foi introduzida no esquema de refino, a segunda bateria de pré-aquecimento está sendo representado pelo um *heater E-104* (Figura IV.11) de modo a obter a carga térmica necessária para o petróleo cru atingir a temperatura de 200°C, condição requerida pela Torre Pré-Flash.

O método para otimização da rede de troca térmica da primeira bateria de pré-aquecimento envolveu duas regras heurísticas. A primeira diz respeito à seleção das correntes com base nas menores temperaturas de entrada dos fluidos, ou seja, a escolha da menor temperatura de entrada do fluido frio (petróleo cru) e a menor temperatura de entrada do fluido quente (querosene). Com esse par inicial de corrente determinado, aplicou-se a segunda regra heurística que diz que a diferença entre temperaturas mínima de “approach” do trocador



(temperatura de saída do fluido quente (TSQ) – temperatura de entrada do fluido frio (TEF)) devem efetuar a troca térmica máxima respeitando o limite de  $\Delta T_{\text{mín}} = 10^{\circ}\text{C}$  entre essas correntes. (PERLINGEIRO, 2005). De acordo com WALAS, o lado do tubo é preferível para fluidos que tem maior pressão, ou maior temperatura ou o que seja mais corrosivo. Portanto, as correntes de produto da Coluna Atmosférica são escolhidas para entrarem no lado dos tubos nos trocadores de calor.

A especificação adotada para os outros trocadores de calor, Cru x Diesel leve e Cru x Diesel pesado, seguiram o mesmo procedimento descrito acima.

As tabelas IV.11 e IV.12 fornecem todas as especificações e resultados dos trocadores de calor presentes na bateria de pré-aquecimento.

Tabela IV. 11: Especificações e resultados da bateria de pré-aquecimento – petróleo leve

<b>Bateria de Pré-Aquecimento - cortes da coluna atmosférica</b>		
<b>Esquema de processamento de petróleo leve</b>		
<b>E - 101 - Petróleo Cru x Querosene DD</b>		
Temperatura inicial (°C)	30,07	144,35
Temperatura final (°C)	45,8	43,10
W (kJ/h)	1,55E+07	
UA (kJ/h°C)	4,77E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	274,53	
Mín Approach (°C)	13,02	
LMTD (°C)	32,46	
<b>E - 102 - Petróleo cru x Diesel leve DD</b>		
Temperatura inicial (°C)	45,80	245,17
Temperatura final (°C)	74,20	68,93
W (kJ/h)	2,94E+07	
UA (kJ/h°C)	5,22E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	300,43	
Mín Approach (°C)	23,13	
LMTD (°C)	56,24	
<b>E - 103 - Petróleo Cru x Diesel pesado DD</b>		
Temperatura inicial (°C)	74,20	297,39
Temperatura final (°C)	94,90	90,43
W (kJ/h)	2,25E+07	
UA (kJ/h°C)	3,99E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	229,64	
Mín Approach (°C)	16,23	
LMTD (°C)	56,47	
<b>*E - 104 - Segunda bateria de pré-aquecimento</b>		
W (kJ/h)	1,46E+08	

Tabela IV. 12: Especificações e resultados da bateria de pré-aquecimento – petróleo pesado

<b>Bateria de Pré-Aquecimento - cortes da coluna atmosférica</b>		
<b>Esquema de processamento de petróleo pesado</b>		
<b>E - 101 - Petróleo Cru x Querosene DD</b>		
Temperatura inicial (°C) – Cru x Querosene DD	24,99	148,7
Temperatura final (°C) – Cru x Querosene DD	37,5	35,72
W (kJ/h)	1,29E+07	
UA (kJ/h°C)	3,81E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	219,28	
Mín Approach (°C)	10,73	
LMTD (°C)	33,93	
<b>E - 102 - Petróleo cru x Diesel leve DD</b>		
Temperatura inicial (°C) – Cru x Diesel leve DD	37,5	219,4
Temperatura final (°C) – Cru x Diesel leve DD	58,2	54,12
W (kJ/h)	2,22E+07	
UA (kJ/h°C)	4,57E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	263,02	
Mín Approach (°C)	16,62	
LMTD (°C)	48,67	
<b>E - 103 - Petróleo Cru x Diesel pesado DD</b>		
Temperatura inicial (°C) – Cru x Diesel pesado DD	58,2	303,8
Temperatura final (°C) – Cru x Diesel pesado DD	83,8	78,81
W (kJ/h)	2,89E+07	
UA (kJ/h°C)	4,46E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C)	1,74E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	256,69	
Mín Approach (°C)	17,78	
LMTD (°C)	61,16	
<b>*E - 104 - Segunda bateria de pré-aquecimento</b>		
W (kJ/h)	1,49E+08	

Como o trocador E-104 representa apenas a carga térmica requerida da segunda bateria de pré-aquecimento, as áreas de troca térmica dessa bateria não foram levadas em consideração para dimensionamento dos trocadores já que não fazem parte do esquema de simulação.

Uma comparação da demanda de carga térmica permite concluir que o processamento de petróleo leve dispõe de uma maior necessidade energética comparada ao processamento de petróleo pesado. A tabela IV.13 ratifica claramente esta conclusão.

Tabela IV. 13: Consumo total das baterias de pré-aquecimento

	Consumo total de energia das baterias de pré-aquecimento	
	Petróleo leve	Petróleo pesado
1ª bateria de pré-aquecimento (kJ/h)	6,74E+07	6,40E+07
2ª bateria de pré-aquecimento (kJ/h)	1,46E+08	1,49E+08
Total (kJ/h)	2,14E+08	2,13E+08
Diferença do consumo (kJ/h)	6,70E+05	

Apesar da 2ª bateria exigir uma demanda energética maior no processamento de petróleo pesado, ele ainda é o mais vantajoso no processo global de demanda de carga térmica para as baterias de pré-aquecimento do petróleo cru como mostra a diferença do consumo entre o processamento do petróleo leve e pesado na Tabela IV.13.

Após a implementação da integração energética dos trocadores de calor das baterias de pré-aquecimento, um fluxograma mais avançado pode ser apresentado.

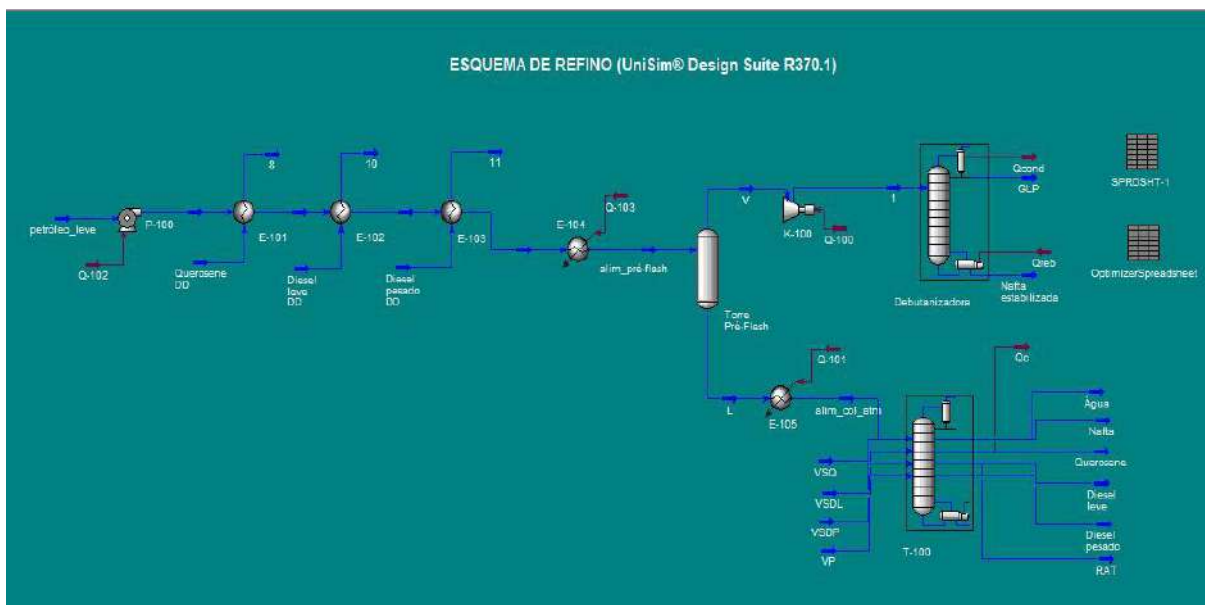


Figura IV. 11: Fluxograma do esquema de refino proposto – baterias de pré-aquecimento, unidade de destilação de dois estágios e coluna debutanizadora

Neste trabalho foi incluída também uma investigação sobre como os petróleos simulados podem contribuir para geração de hidrogênio, pois é de grande importância para futura introdução de Unidades de Hidrotratamento e Hidrocraqueamento em refinarias nacionais. O processo assumido para simulação foi o da reforma a vapor, que também é mais utilizado nas refinarias da PETROBRAS.

As correntes características para carga da Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) são: GLP, propano, butano e nafta de destilação direta (Nafta DD) ou hidrotratada. A carga utilizada no estudo será a nafta de destilação direta. O processo para geração de hidrogênio envolve as etapas de pré-tratamento da nafta, para remoção de compostos de enxofre e cloro; a seção de reformação, onde ocorre a reação da mistura de hidrocarbonetos e vapor d'água para produção do gás de síntese e reação de conversão de CO em CO<sub>2</sub>, e a seção de absorção de CO<sub>2</sub> com solução de MEA para obtenção de H<sub>2</sub> puro. A etapa de absorção de CO<sub>2</sub> em MEA não foi abordada, consistindo o interesse do estudo somente na capacidade de geração de hidrogênio, sem entrar em detalhes no grau de pureza que obtém o H<sub>2</sub>. O processo de geração de hidrogênio pode ser visto em mais detalhes no Apêndice B.2.

A seção de pré-tratamento, no caso simulado, não foi necessária para nafta pesada obtida na Unidade de destilação atmosférica, já que nenhum contaminante foi adicionado à carga de petróleo cru. Essa seção será representada apenas pelo *heater E- 100* (Figura IV.12)

para que a corrente de nafta esteja na temperatura necessária para entrada da seção de reformação. A temperatura de saída da seção de pré-tratamento é de 380°C.

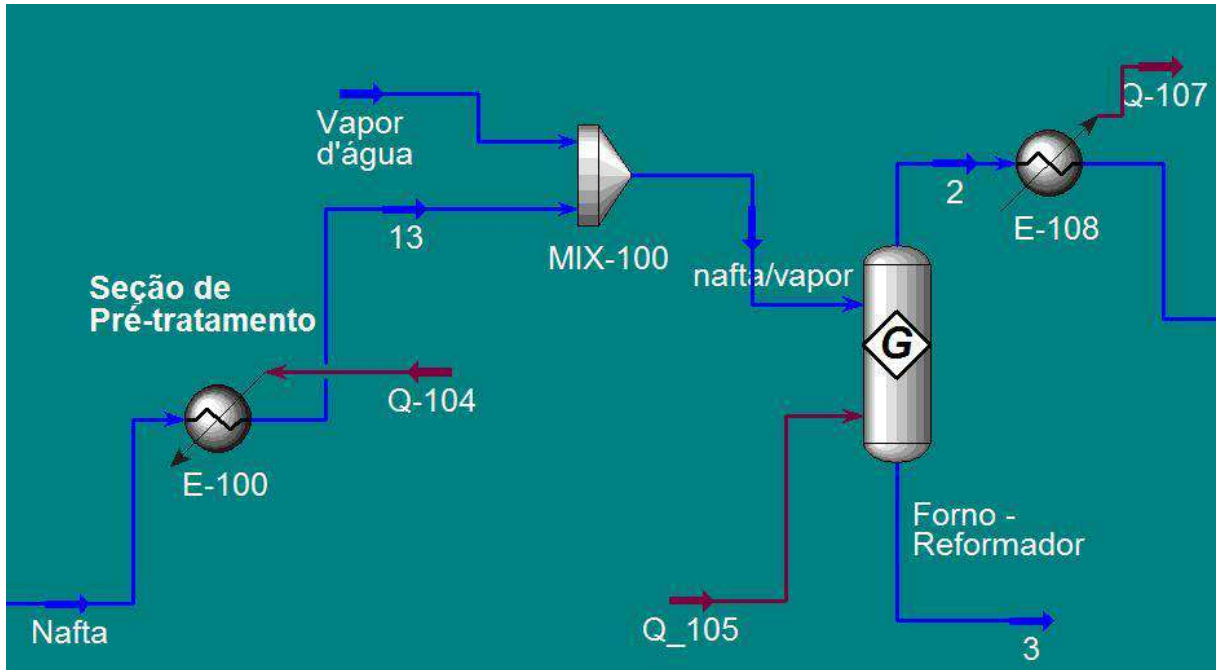
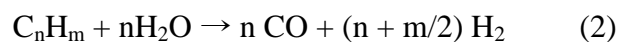


Figura IV. 12: Esquema da Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) – Forno reformador

A nafta previamente “tratada” é misturada com um volume de vapor d’água 3,5 vezes maior do que a corrente de nafta. As condições de pressão e temperatura do vapor d’água são as mesmas especificadas para coluna atmosférica principal e colunas laterais de *stripping* ( $P = 3\text{atm}$  e  $T = 200^\circ\text{C}$ )

Essa mistura de nafta/vapor d’água segue para o forno reformador onde o gás de síntese é gerado. O forno reformador é representado na simulação pelo *reator de Gibbs* que usa o método da minimização da energia livre de Gibbs total da mistura para determinar a composição da saída do reator. As reações observadas na seção de reformação, que foram incluídas na simulação do reator são as seguintes:



As Figuras IV.13, IV.14 e IV.15 mostram como as reações são implementadas no *UniSim®Design Suite R370.1*.

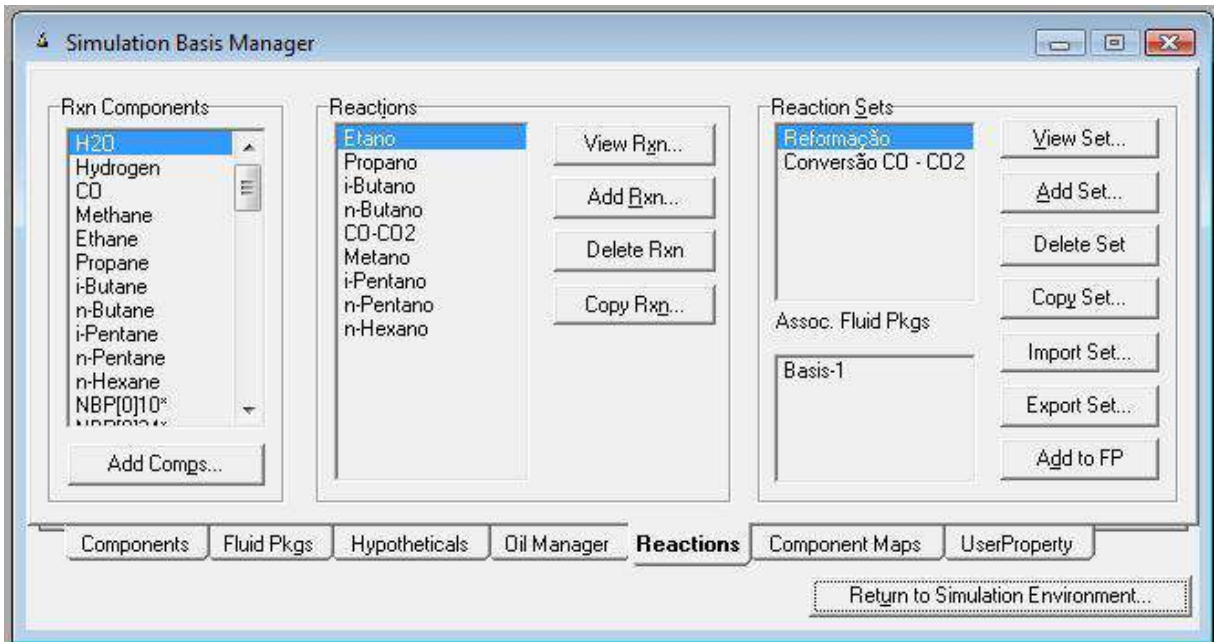


Figura IV. 13: Janela do UniSim® Design Suite R370.1 que permite ao usuário escolher o tipo de reação e associá-la a uma rede (“Reaction Sets”) que também pode ser criada pelo usuário.

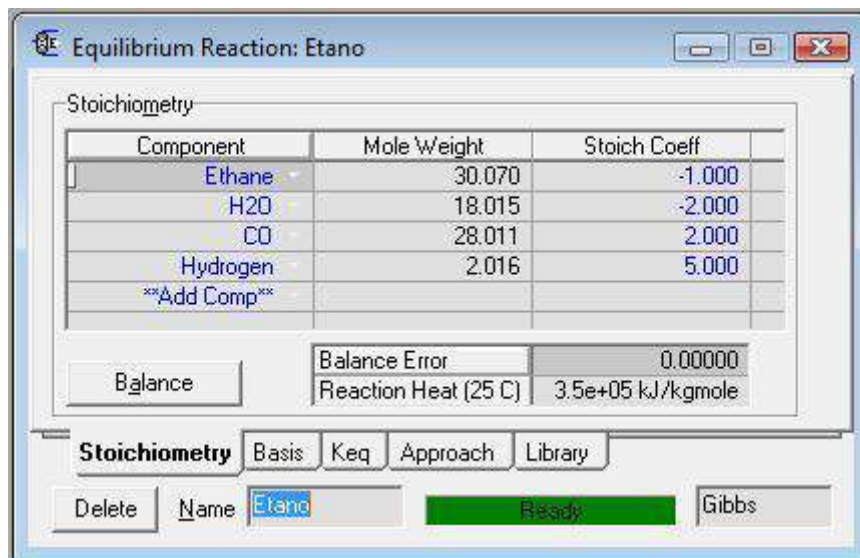


Figura IV. 14: Janela do UniSim® Design Suite R370.1 que mostra a reação escolhida, que no caso, é a de equilíbrio. Os coeficientes estequiométricos são negativos para os componentes que são reagentes e positivos para os componentes que são os produtos da reação

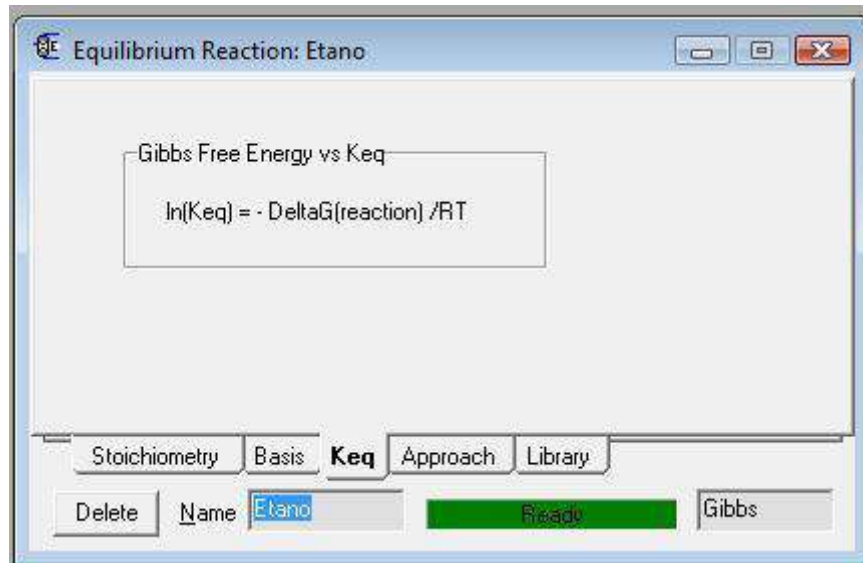


Figura IV. 15: Janela do UniSim® Design Suite R370.1 que mostra a equação que é usada para cálculo do equilíbrio das reações

As reações da equação 2 acontecem no reator de Gibbs chamado de *Forno-reformador*. Apenas os hidrocarbonetos com energia livre de Gibbs definida e estrutura conhecida, tiveram a reação especificada no simulador, ou seja, o metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano e n-hexano foram considerados no set de reações do UniSim® Design Suite R370.1. O simulador não calcula a energia de Gibbs para pseudo-componentes. Os pseudo-componentes foram assumidos inertes nas seções da unidade de geração de hidrogênio (H<sub>2</sub>) já que suas estruturas químicas não são conhecidas assim como o seu valor de energia livre de Gibbs. A temperatura de saída do forno-reformador é de 810°C. As tabelas IV.14 e IV.15 apresentam o desempenho do reator de Gibbs como forno reformador.



Tabela IV. 14: Seção de reformação (Forno reformador) – petróleo leve

Processamento de petróleo leve		
Forno reformador	Condições de entrada (P = 1 atm, T = 283,19°C)	Condições de saída (P = 1 atm, T=810°C)
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	12380,00	12340,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0000	80,07
CO	0,0000	35,41
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0601	0,0000
Propano	1,4890	0,0000
i - Butano	1,6150	0,0000
n - Butano	6,0910	0,0000
i - Pentano	0,0000	0,0000
n - Pentano	0,0000	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

Tabela IV. 15: Seção de reformação (Forno reformador) – petróleo pesado

Processamento de petróleo pesado		
Forno reformador	Condições de entrada (P = 1 atm, T = 236,5°C)	Condições de saída (P = 1 atm, T=810°C)
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	3680,00	3528,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	0,0000	349,00
CO	0,0000	152,20
Metano	0,1332	0,0006
Etano	2,9140	0,0000
Propano	20,4800	0,0000
i - Butano	8,1910	0,0000
n - Butano	12,1400	0,0000
i - Pentano	0,1166	0,0000
n - Pentano	0,5830	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

As tabelas IV.14 e IV.15, apresentam o resultado da conversão da mistura nafta/vapor d'água em CO e H<sub>2</sub>. No processamento de petróleo pesado, tanto a vazão de H<sub>2</sub> quanto a

vazão de CO produzido é cerca de quatro vezes maior do que a vazão obtida no processamento do leve. Nota-se também que para os dois casos de processamento, os hidrocarbonetos reagiram completamente para formação de gás de síntese.

O gás de síntese é enviado para os reatores de conversão da reação apresentada na equação 3. Esses reatores também são *reatores de Gibbs* e o set de reação foi especificado para que ocorra somente a reação de conversão de CO em CO<sub>2</sub>. Esses reatores são denominados de Conversor de Alta Temperatura e Conversor de Baixa Temperatura como ilustrado na Figura IV.16.

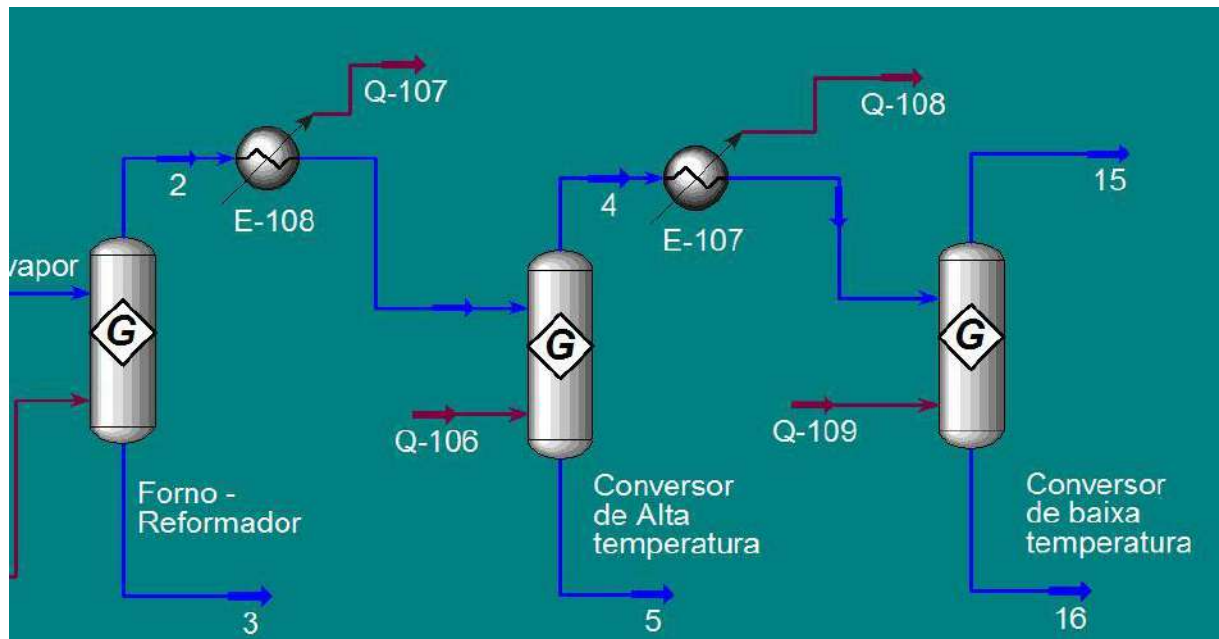


Figura IV. 16: Esquema da Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) – Conversores de Alta e Baixa Temperatura

O efluente do forno reformador tem sua temperatura reduzida para 360°C (evitando a desativação do catalisador utilizado) e é enviado para o Conversor de Alta Temperatura que opera na temperatura de 360°C a 400°C para que seja possível a reação de conversão por deslocamento.

Tabela IV. 16: Seção de reformação (Conversor de Alta Temperatura) – petróleo leve

<b>Processamento de petróleo leve</b>		
<b>Conversor de Alta Temperatura</b>	<b>Condições de entrada (P = 1 atm, T = 360,0°C)</b>	<b>Condições de saída (P = 1 atm, T = 400,0°C)</b>
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	12340,00	12310,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	35,38
H <sub>2</sub>	80,7000	115,50
CO	35,4100	0,0257
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
i - Butano	0,0000	0,0000
n - Butano	0,0000	0,0000
i - Pentano	0,0000	0,0000
n - Pentano	0,0000	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

Tabela IV. 17: Seção de reformação (Conversor de Alta Temperatura) – petróleo pesado

<b>Processamento de petróleo pesado</b>		
<b>Conversor de Alta Temperatura</b>	<b>Condições de entrada (P = 1 atm , T = 360,0°C)</b>	<b>Condições de saída (P = 1 atm, T = 400,0°C)</b>
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	3528,00	3377,00
CO <sub>2</sub>	0,0000	150,50
H <sub>2</sub>	349,0000	499,60
CO	152,2000	1,7190
Metano	0,0006	0,0006
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
i - Butano	0,0000	0,0000
n - Butano	0,0000	0,0000
i - Pentano	0,0000	0,0000
n - Pentano	0,0000	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

O importante nas tabelas IV.15 e IV.16 é observar o grau de redução de CO. A porcentagem reduzida pode ser definida como:

$$\% \text{ Redução de CO} = \frac{\text{Vazão entrada CO} - \text{Vazão saída CO}}{\text{Vazão entrada CO}} * 100 \quad (4)$$

Tabela IV. 18: Comparativo do processo de conversão no Conversor de Alta Temperatura

Conversor de Alta Temperatura	Petróleo leve	Petróleo pesado
% Redução	99,93	98,87

O resultado da porcentagem reduzida apresenta ótimos resultados de conversão mostrando que o processo é eficaz para conversão de CO em CO<sub>2</sub>.

Por fim essa corrente passa pela última etapa da seção de reformação que é o Conversor de Baixa Temperatura. Novamente antes de entrar no Conversor de Baixa Temperatura sofre uma redução na temperatura para 220°C. Esse conversor opera de 220°C a 230°C (o limite de temperatura é o que proporciona uma boa ação do catalisador).

Tabela IV. 19: Seção de reformação (Conversor de Baixa Temperatura) – petróleo leve

Processamento de petróleo leve		
Conversor de Baixa Temperatura	Condições de entrada (P = 1 atm, T = 220,0°C)	Condições de saída (P = 1 atm, T = 230,0°C)
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	12310,00	12310,00
CO <sub>2</sub>	35,38	35,41
H <sub>2</sub>	115,50	115,50
CO	0,0257	0,0024
Metano	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
i - Butano	0,0000	0,0000
n - Butano	0,0000	0,0000
i - Pentano	0,0000	0,0000
n - Pentano	0,0000	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

Tabela IV. 20: Seção de reformação (Conversor de Baixa Temperatura) – petróleo pesado

Processamento de petróleo pesado		
Conversor de Baixa Temperatura	Condições de entrada (P = 1 atm, T = 220,0°C)	Condições de saída (P = 1 atm, T = 230,0°C)
Componentes	Vazão molar (kgmole/h)	Vazão molar (kgmole/h)
H <sub>2</sub> O	3377,00	3376,00
CO <sub>2</sub>	150,50	152,10
H <sub>2</sub>	499,60	501,10
CO	1,7190	0,1642
Metano	0,0006	0,0006
Etano	0,0000	0,0000
Propano	0,0000	0,0000
i - Butano	0,0000	0,0000
n - Butano	0,0000	0,0000
i - Pentano	0,0000	0,0000
n - Pentano	0,0000	0,0000
n - Hexano	0,0000	0,0000

Nesse reator o objetivo de reduzir o máximo de CO em CO<sub>2</sub> possível foi atingido, resultando nos seguintes valores percentuais de redução.

Tabela IV. 21: Comparativo do processo de conversão no Conversor de Baixa Temperatura

Conversor de Baixa Temperatura	Petróleo leve	Petróleo pesado
% Redução	90,57	90,45

Os resultados da simulação da Unidade de Geração de Hidrogênio permitiram uma análise pertinente nas etapas de maior conversão da mistura nafta/vapor d'água em H<sub>2</sub>. Para os dois tipos de petróleo processado, conclui-se que quase 70% do H<sub>2</sub> gerado vêm do forno reformador. O que era um resultado esperado à medida que os hidrocarbonetos foram totalmente consumidos no mesmo apresentando o seu valor máximo de conversão para as condições operacionais fornecidas.

Tabela IV. 22: Perfil de produção de hidrogênio na seção de reformação

Produção de Hidrogênio (%)	Forno reformador	Conversor de Alta temperatura	Conversor de Baixa Temperatura
Petróleo leve	69,32	30,68	0,00
Petróleo pesado	69,65	30,05	0,30

Uma análise importante é realizada quanto ao possível motivo pelo qual o processamento de petróleo pesado produziu uma quantidade de Hidrogênio bem mais nítida do que o processamento do leve. As tabelas IV.13 e IV.14 mostram que vazão molar dos hidrocarbonetos que participam da reação de produção de gás de síntese está na razão de 4,8: 1 do petróleo pesado para o leve, razão esta na mesma faixa observada quando analisada a vazão molar de Hidrogênio produzido (4,34 : 1).

O fluido de refrigeração dos *coolers* presentes entre os conversores (E-106 e E-107) não é água de resfriamento. Um fluido refrigerante deve ser usado e não será contabilizado no levantamento da quantidade de utilidade fria necessária para o esquema de refino.

#### IV. 2 - Especificações dos equipamentos auxiliares do processo

Com o esquema de refino completo, um levantamento das condições operacionais e de dimensionamento dos principais equipamentos do processo (Colunas de Destilação e Colunas de *Stripping*) assim como dos equipamentos auxiliares (bombas, compressores, resfriadores e aquecedores) foi realizado para posterior a avaliação econômica. O projeto de refinaria simulada completo é apresentado no fluxograma abaixo.

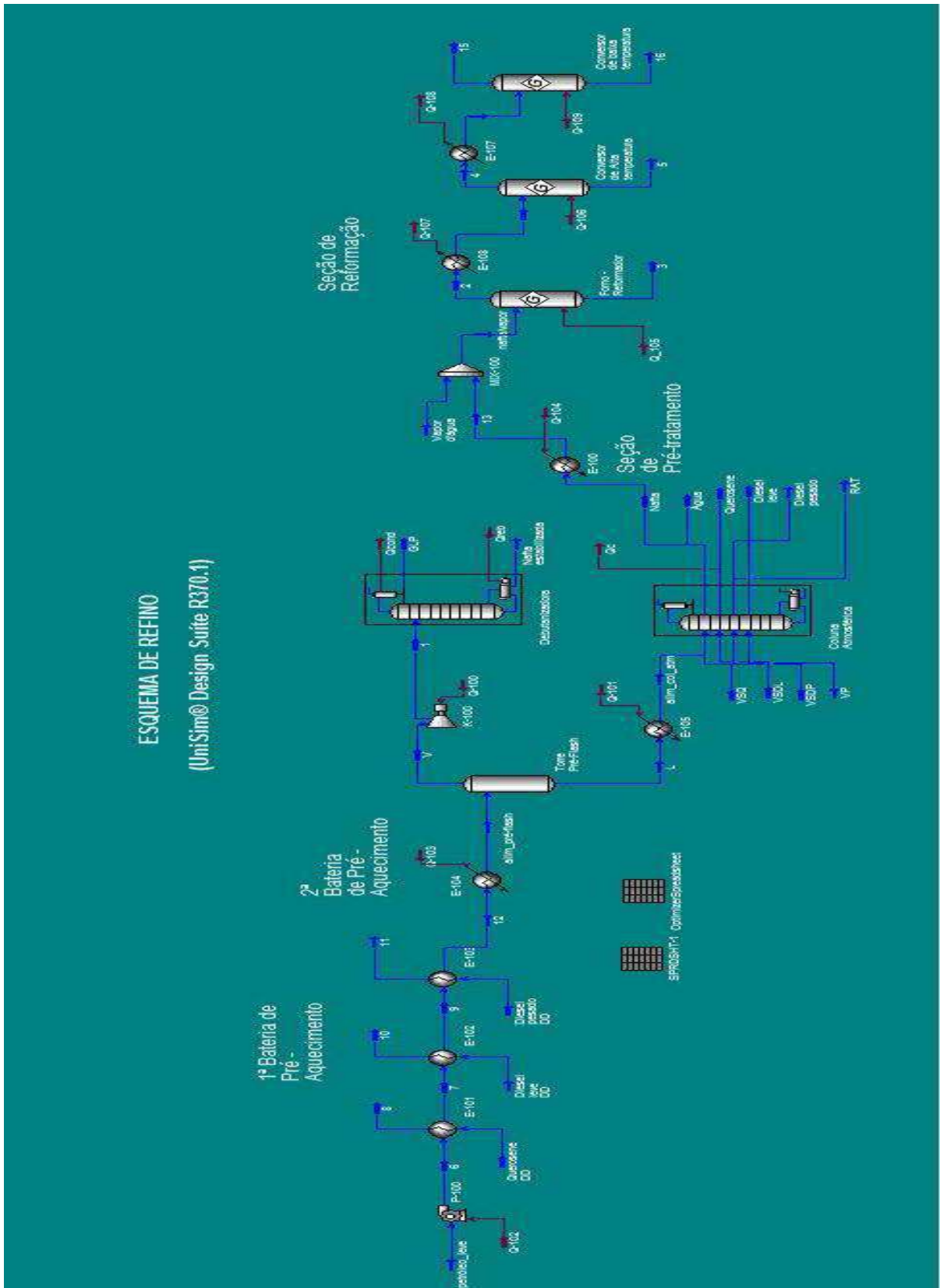


Figura IV. 17: Fluxograma completo com as unidades de processamento da refinaria simulada

Tabela IV. 23: Especificações da bomba de petróleo cru e do compressor de Nafta instável

Entrada do petróleo na Bateria de pré-aquecimento			
Equipamentos	Especificações	Processamento do petróleo leve	Processamento do petróleo pesado
<i>P - 100 (petróleo cru)</i>	Altura manométrica (m)	49,19	45,69
	Eficiência Adiabática (%)	75,00	75,00
	Capacidade (m³/h)	609,01	600,79
	NPSH disponível (m)	385,90	381,20
	Potência (HP)	122,62	121,91
Compressão da nafta instável			
<i>K - 100</i>	Tipo	Alternativo	Alternativo
	Exp. Politrópico	0,95	0,99
	Eficiência Politrópica (%)	75,00	75,00
	Head politrópico (m)	4977,00	8689,00
	Potência (HP)	1832,99	5,46
	Vazão real (m³/h)	9506,00	63,63



Tabela IV. 24: Especificações das *pump-around*, coolers das *pump-around* e forno atmosférico – Coluna Atmosférica

Na Coluna Atmosférica:			
Equipamentos	Especificações	Processamento do petróleo leve	Processamento do petróleo pesado
<i>PA 1 Pump</i>	Altura manométrica (m)	0,69	7,29
	Eficiência Adiabática (%)	75,00	75,00
	Capacidade (m <sup>3</sup> /h)	454,20	442,44
	NPSH disponível (m)	210,50	199,8
	Potência (HP)	1,04	11,09
<i>PA 2 Pump</i>	Altura manométrica (m)	7,50	7,52
	Eficiência Adiabática (%)	75,00	75,00
	Capacidade (m <sup>3</sup> /h)	487,51	473,87
	NPSH disponível (m)	242,50	229,1
	Potência (HP)	12,02	11,88
<i>PA 3 Pump</i>	Altura manométrica (m)	7,87	7,92
	Eficiência Adiabática (%)	75,00	75,00
	Capacidade (m <sup>3</sup> /h)	264,46	258,55
	NPSH disponível (m)	71,37	68,22
	Potência (HP)	6,53	6,39
<i>Forno atmosférico</i>	Queda de pressão (bar)	1,52	1,52
	Carga térmica requerida (kJ/h)	2,57E+08	2,97E+08
<i>PA 1 Cooler</i>	Queda de pressão (bar)	0,5	0,5
	Carga térmica de resfriamento (kJ/h)	5,00E+07	4,00E+07
<i>PA 2 Cooler</i>	Queda de pressão (bar)	0,5	0,5
	Carga térmica de resfriamento (kJ/h)	5,00E+07	4,00E+07
<i>PA 3 Cooler</i>	Queda de pressão (bar)	0,5	0,5

	Carga térmica de resfriamento (kJ/h)	5,00E+07	4,00E+07
--	--------------------------------------	----------	----------

Tabela IV. 25: Especificações das unidades das seções da Unidade de Geração de Hidrogênio

<b>Unidade de Geração de Hidrogênio - Seção de Pré-tratamento</b>			
<b>Equipamentos</b>	<b>Especificações</b>	<b>Processamento do petróleo leve</b>	<b>Processamento do petróleo pesado</b>
<i>E - 100 (Forno de Pré-tratamento)</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica requerida (kJ/h)	5,07E+07	1,85E+07
<b>Unidade de Geração de Hidrogênio - Seção de Reformação</b>			
<i>Forno Reformador</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica requerida (kJ/h)	3,69E+08	1,33E+08
<i>Conversor de Alta temperatura</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica requerida (kJ/h)	2,53E+07	1,18E+06
<i>Conversor de Baixa temperatura</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica requerida (kJ/h)	5,53E+06	1,60E+06
<i>E - 106 - Cooler (Saída do Conversor de Alta)</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica de resfriamento (kJ/h)	2,93E+08	8,62E+07
<i>E - 107 - Cooler (Saída do Conversor de Baixa)</i>	Queda de pressão (bar)	0,00	0,00
	Carga térmica de resfriamento (kJ/h)	1,04E+08	3,12E+07

Tabela IV. 26: Características físicas da Torre Pré-Flash – Processamento de petróleo leve e pesado

<b>Especificações físicas</b>	<b>Torre Pré-Flash</b>
Diâmetro externo (m)	0,75
Altura da torre (m)	2,26
Espessura de parede (in)	1,00
Diâmetro interno (m)	0,70
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,0
Orientação	Vertical

Tabela IV. 27: Características físicas da Coluna Debutanizadora – Processamento de petróleo leve

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna Debutanizadora</b>
Diâmetro externo (m) (1)	2,59
Altura da Coluna (m) (1)	18,29
Espessura da parede (in) (2)	0,44
Diâmetro interno (m)	2,57
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) – densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 28: Características físicas da Coluna Atmosférica – Processamento de petróleo leve

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna Atmosférica</b>
Diâmetro externo (m) (1)	5,49
Altura da Coluna (m) (1)	23,16
Espessura da parede (in) (2)	1
Diâmetro interno (m)	5,44
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 29: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Querosene – Processamento de petróleo leve

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna de <i>Stripping</i> Querosene</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,98
Altura da Coluna (m) (1)	2,44
Espessura da parede (in) (2)	0,375
Diâmetro interno (m)	1,96
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 30: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Diesel leve – Processamento de petróleo leve

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna de <i>Stripping</i> Diesel leve</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,83
Altura da Coluna (m) (1)	2,44
Espessura da parede (in) (2)	0,375
Diâmetro interno (m)	1,81
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 31: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Diesel pesado – Processamento de petróleo leve

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna de <i>Stripping</i> Diesel pesado</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,52
Altura da Coluna (m) (1)	2,438
Espessura da parede (in) (2)	0,3125
Diâmetro interno (m)	1,51
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 32: Características físicas da Coluna Debutanizadora – Processamento de petróleo pesado

Especificações físicas	Coluna Debutanizadora
Diâmetro externo (m)	0,3048
Altura da Coluna (m)	12,5
Espessura da parede (in)	0,25
Diâmetro interno (m)	0,29
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490
Tipo de pratos	Recheado
Tipo de recheio	Pall Rings (Metal,randômico) - 1 in

(1) Dados fornecidos pelo UniSim®Design Suite R370.1

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 33: Características físicas da Coluna Atmosférica – Processamento de petróleo pesado

Especificações físicas	Coluna Atmosférica
Diâmetro externo (m) (1)	5,33
Altura da Coluna (m) (1)	23,16
Espessura da parede (in) (2)	1
Diâmetro interno (m)	5,28
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo UniSim®Design Suite R370.1

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 34: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Querosene – Processamento de petróleo pesado

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna <i>Stripping</i> Querosene</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,52
Altura da Coluna (m) (1)	2,44
Espessura da parede (in) (2)	0,31
Diâmetro interno (m)	1,51
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 35: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Diesel leve – Processamento de petróleo pesado

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna <i>Stripping</i> Diesel leve</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,98
Altura da Coluna (m) (1)	2,44
Espessura da parede (in) (2)	0,38
Diâmetro interno (m)	1,96
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*

Tabela IV. 36: Características físicas da Coluna de *Stripping* de Diesel pesado –  
Processamento de petróleo pesado

<b>Especificações físicas</b>	<b>Coluna <i>Stripping</i> Diesel pesado</b>
Diâmetro externo (m) (1)	1,37
Altura da Coluna (m) (1)	2,44
Espessura da parede (in) (2)	0,31
Diâmetro interno (m)	1,36
$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> ) - densidade do aço carbono	490,00
Tipo de pratos	Pratos valvulados

(1) Dados fornecidos pelo *UniSim®Design Suite R370.1*

(2) Dado fornecido por Seider *et al*



Tabela IV. 37: Especificações e resultados das *pump-around* da Coluna Atmosférica –  
processamento de petróleo leve

<b>Pumps - Around da Coluna Atmosférica</b>		
<b>Esquema de processamento de petróleo leve</b>		
<b>PA_1_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	133,0	20,00
Temperatura final (°C)	61,8	30,00
W (kJ/h)	5,00E+07	
UA (kJ/h°C)	7,58E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	231,75	
Mín Approach (°C)	41,84	
LMTD (°C)	66	
<b>PA_2_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	203,3	20,00
Temperatura final (°C)	143,0	30,00
W (kJ/h)	5,00E+07	
UA (kJ/h°C)	3,43E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	104,87	
Mín Approach (°C)	123,05	
LMTD (°C)	146,1	
<b>PA_3_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	202,2	20,00
Temperatura final (°C)	152,2	30,00
W (kJ/h)	5,00E+07	
UA (kJ/h°C)	2,51E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	76,74	
Mín Approach (°C)	155,26	
LMTD (°C)	199	

(1) Valor de coeficiente global de transferência de calor (U) característico para troca térmica entre óleo e água. Recomendação de BRANAN (2002)

Tabela IV. 38: Especificações e resultados das *pump-around* da Coluna Atmosférica –  
processamento de petróleo pesado

<b>Pumps - Around da Coluna Atmosférica</b>		
<b>Esquema de processamento de petróleo pesado</b>		
<b>PA_1_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	121,7	20,00
Temperatura final (°C)	70,0	30,00
W (kJ/h)	4,00E+07	
UA (kJ/h°C)	6,44E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	196,90	
Mín Approach (°C)	44,95	
LMTD (°C)	62,14	
<b>PA_2_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	184,6	20,00
Temperatura final (°C)	136,4	30,00
W (kJ/h)	4,00E+07	
UA (kJ/h°C)	3,11E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	95,09	
Mín Approach (°C)	111,40	
LMTD (°C)	128,9	
<b>PA_3_cooler x Água de resfriamento</b>		
Temperatura inicial (°C)	269,0	20,00
Temperatura final (°C)	182,7	30,00
W (kJ/h)	4,00E+07	
UA (kJ/h°C)	2,08E+05	
U (kJ/h*m <sup>2</sup> *°C) (1)	3,27E+03	
A de troca térmica (m <sup>2</sup> )	63,59	
Mín Approach (°C)	157,74	
LMTD (°C)	192,6	

(1) Valor de coeficiente global de transferência de calor (U) característico para troca térmica entre óleo e água. Recomendação de BRANAN (2002)

### IV.3 – Avaliação econômica

Este tópico aborda a estimativa de custo de investimento total dos principais equipamentos e utilidades quente e fria requeridas no esquema de refino adotado neste trabalho.

O esquema de refino simulado opera com uma capacidade de processamento de 600,79 m<sup>3</sup>/h de petróleo cru (14418,9 m<sup>3</sup>/d). O fator de operação ( $f_o$ ) foi considerado como sendo 7.920 horas/ano, ou seja, assumindo-se 330 dias do ano em operação.

O método de estimativa do capital total investido é o *Study estimate*, que é baseado num preliminar projeto de processo. Esse método é conhecido como Método do Fator global de Lang (Seider *et al*, 1999).

O método de Lang envolve duas etapas. A primeira envolve a execução de uma lista de equipamentos com seu material de construção, dimensões e condições operacionais. Na segunda etapa os custos de compra dos equipamentos são levantados e multiplicados por um fator de Lang ( $f_L$ ) apropriado. Partindo-se dessas etapas, o capital de investimento total (*Total Capital Investment*, TCI), que representa o ISBL (*InSide Battery Limits*) que é o investimento realizado na aquisição, no transporte e na instalação de equipamentos que participam diretamente no processamento (PERLINGEIRO, 2005), pode ser estimado. O TCI é calculado pela equação 5:

$$ISBL = C_{TCI} = 1,05 * f_L * \sum_i \left( \frac{I_i}{I_{bi}} \right) * C_{pi} \quad (5)$$

Sendo:

$C_{TCI}$ : custo do investimento total US\$

$f_L$ : fator de Lang

$I_i$ : índice de custo no ano presente (ano 2009 –  $I_{b2009} = 509,1$  de acordo com o que é divulgado na revista *Chemical Engineering*)

$I_{bi}$ : índice de custo no ano-base (ano 2000 -  $I_{b2000} = 394$ )

$C_{pi}$ : custo individual de cada equipamento

O fator de Lang utilizado é de 5,7 como recomendado em Seider *et al* (1999) para plantas que trabalham com processamento de fluidos.

### IV. 3.1. – Custos dos equipamentos

O custo dos equipamentos individuais seguem as correlações apresentadas em Seider *et al* (1999). Conforme necessário, algumas informações dos equipamentos vieram de fontes heurísticas que, quando pertinentes, são informadas ao longo do texto.

#### IV. 3.1.1 - Custo de bombas centrífugas ( $C_{PB}$ )

O custo de compra de bombas centrífugas envolve quatro fatores: o fator de tamanho da bomba ( $S$ ), o custo base ( $C_B$ ), de material de construção ( $F_M$ ) e o de tipos típicos de bombas centrífugas ( $F_T$ ).

O custo de compra da bomba é obtido pela equação 6.

$$C_P = F_T F_M C_B \quad (6)$$

O cálculo do custo base depende do fator de tamanho da bomba que é representado pela equação 7, sendo  $H$  a altura manométrica da bomba (ft) e  $Q$  a vazão volumétrica (galões/min). O custo base é representado pela equação 8.

$$S = Q(H)^{0,5} \quad (7)$$

$$C_B = \exp(9,2951 - 0,6019 * \ln(S) + 0,0519(\ln(S))^2) \quad (8)$$

O fator do material de construção ( $F_M$ ) é igual a 1 já que o material adotado é o aço carbono e o tipo de bomba escolhida (estágio único e com velocidade de rotação do eixo de 1800 rpm) tem o seu fator ( $F_T$ ) igual a 1,5.

No esquema adotado, têm-se quatro bombas sendo uma para bombeamento do petróleo cru e três presentes na coluna atmosférica como *pump-arounds*. O resultado final do custo de cada bomba foi duplicado para que fosse considerada a presença de bombas reservas para cada uma delas.

#### IV. 3.1.2 - Custo de motores elétricos ( $C_{PM}$ )

Cada bomba centrífuga tem acoplado em sua estrutura um motor elétrico. Como mencionado no item IV. 3.1.1, há a necessidade de bombas reservas e então o valor de custo da cada motor elétrico será também duplicado.

O custo dos motores elétricos depende de dois fatores: o tipo de motor elétrico escolhido ( $F_T$ ) e o custo base de cada motor ( $C_B$ ). O tipo escolhido foi à prova de explosão, que protege o motor contra perigos de explosão vindos de gases e líquidos combustíveis. A rotação é de 1800 rpm e o fator  $F_T$  tem o seu valor igual a 1,7.

O custo base varia exclusivamente com a potência consumida (Hp) pelo motor. O seu valor é determinado pela equação 9.

$$C_B = \exp(5,4866 + 0,13141(\ln(P_C)) + 0,053255(\ln(P_C))^2 + 0,028628(\ln(P_C))^3 - 0,0035549(\ln(P_C))^4) \quad (9)$$

O custo unitário de compra dos motores elétricos é então calculado pela equação 10.

$$C_{PM} = F_T C_B \quad (10)$$

#### IV. 3.1.3 - Custo de compressores ( $C_{PTC}$ )

Os dados de vazão volumétrica real e a potência requerida para os dois processamentos foram enquadrados no compressor do tipo alternativo. O material de construção é aço carbono e o compressor opera com motor elétrico. Com essas considerações, o custo de compra torna-se igual ao custo base do compressor. Logo, o custo de compra do compressor alternativo é dado pela equação 11.

$$C_{PTC} = C_B = \exp(7,6084 + 0,80 * (\ln(P_C))) \quad (11)$$

Onde  $P_C$  corresponde à potência requerida pelo compressor em HP.

#### IV. 3.1.4 – Custo do vaso de pressão (Torre Pré-Flash) ( $C_{PVP}$ )

A tabela IV. 26 apresenta as características de dimensionamento, material de construção e orientação (vaso vertical ou horizontal) da Torre Pré-Flash

O vaso vertical foi escolhido já que é o mais indicado para separação gás-líquido (Chemical Process Equipment). O custo de compra de vasos de pressão envolve três fatores:

material de construção ( $F_M$ ), inclusão de bocais e suportes ( $C_V$ ) e de plataformas e escadas ( $C_{PL}$ ).

O custo do vaso com os bocais e suportes é dado pela equação 12.

$$C_V = \exp(6,775 + 0,18255 * \ln(W) + 0,02297 * (\ln(W))^2) \quad (12)$$

Sendo que  $C_V$  depende de  $W$  que é o peso do vaso em lb ,obtido pelo calculado da seguinte expressão (equação 13):

$$W = \pi * (D_i + t_s) * (L + 0,8 * D_i) * t_s * \rho \quad (13)$$

Onde:

$W$  (lb): peso da Torre Pré-Flash

$D_i$  (ft): diâmetro interno

$t_s$  (ft): espessura de parede da Torre

$L$  (ft): altura da Torre

$\rho$  (lb/ft<sup>3</sup>): densidade do aço carbono

A inclusão do custo de plataforma e escadas para a Torre Pré-Flash foi obtida usando a equação 14.

$$C_{PL} = 285,1 * (D_i)^{0,7396} * (L)^{0,70684} \quad (14)$$

A partir dos resultados das equações 13 e 14, a equação 15 foi utilizada para determinar o custo de compra da Torre Pré-Flash.

$$C_{PVP} = F_M * C_V + C_{PL} \quad (15)$$

#### IV. 3.1.5– Custo da Coluna Debutanizadora e Coluna Atmosférica ( $C_{PCD}$ e $C_{PCA}$ )

O custo de compra das duas colunas envolve o fator do material de construção ( $F_M$ ), a inclusão de bocais e suportes ( $C_V$ ), plataformas e escadas ( $C_{PL}$ ) e também o custo de instalação dos pratos ( $C_T$ ). A equação 16 fornece a expressão que calcula o custo total de compra.

$$C_{PCA} = C_{PCD} = F_M * C_V + C_{PL} + C_T \quad (16)$$

As equações 17 e 18 permitem o cálculo do custo de bocais e suportes e do custo de instalação de plataformas e escadas, respectivamente, para as colunas de destilação.

$$C_V = \exp(7,0374 + 0,18255 * \ln(W) + 0,02297 * (\ln(W))^2) \quad (17)$$

$$C_{PL} = 237,1 * (D_i)^{0,63316} * (L)^{0,80161} \quad (18)$$

O material de construção usado para as duas colunas é o aço carbono. Com isso,  $F_M = 1$ .

Para o cálculo do custo de instalação dos pratos nas colunas, algumas informações são necessárias como o número de pratos, o tipo de prato instalado (no caso, valvulado foi adotado), material de construção dos pratos (aço carbono). A equação 19 mostra a expressão para obtenção do valor do custo de instalação dos pratos

$$C_T = N_T * F_{NT} * F_{TT} * F_{TM} * C_{BT} \quad (19)$$

Sendo que esses termos são definidos como:

$C_T$ : custo de instalação dos pratos na coluna de destilação

$N_T$ : número de pratos presentes na coluna de destilação

$F_{NT}$ : fator de número de pratos (para  $N > 20$ ,  $F_{NT} = 1$ , para  $N < 20$ ,  $F_{NT} = 2,25/1,0414^{N_T}$ )

$F_{TT}$ : fator do tipo de prato instalado (para pratos valvulados,  $F_{TT} = 1,18$ )

$F_{TM}$ : fator do material de construção utilizado (aço carbono,  $F_M = 1,0$ )

$C_{BT}$ : custo base

O custo base é uma expressão baseada para pratos perfurados que é expressa pela equação 20.

$$C_{BT} = 369 * \exp(0,1739 * D_i) \quad (20)$$

No processamento de petróleo pesado, a Coluna Debutanizadora possui menores dimensões, sendo recomendado pelo *UniSim®Design Suite R370.1* a utilização de recheio ao invés de pratos. Para colunas recheadas, a equação 21 é utilizada.

$$C_P = F_M * C_V + C_{PL} + V_p * C_{PK} + C_{DR} \quad (21)$$

Sendo:

$V_p$ : volume do recheio em  $ft^3$

$C_{PK}$ : custo de instalação de recheios em dólares/ $ft^3$

$C_{DR}$ : custo de instalação de distribuidores de líquido de alta performance.

O  $V_p$  da Coluna Debutanizadora é igual a  $29,58 ft^3$ . O material de recheio utilizado foi *Pall Rings (metal, randômico) de 1 in* de aço carbono. Pela tabela 16.27 de Seider *et al.*, o custo por  $ft^3$  de recheio para esse material é de  $39\$/ft^3$ . O custo de  $C_{PK}$  é igual ao produto do volume de recheio pelo custo do recheio. Como essa Coluna De

IV. 3.1.6– Custo dos fornos de pré-tratamento, atmosférico e do aquecedor da 2ª bateria de pré-aquecimento ( $C_{PFT}$ ,  $C_{PFA}$ ,  $C_{PAPA}$ ) (*Fired Heaters*)

Os fornos de pré-tratamento e atmosférico não envolvem reações químicas (o forno de pré-aquecimento simula apenas a temperatura com que a nafta sai da seção de pré-tratamento). A equação 22 apresenta uma expressão para o cálculo do custo base, que pode ser utilizada em processos em que se necessita apenas de aquecimento da corrente de processo e não ocorram reações químicas. A expressão depende apenas da quantidade de carga térmica ( $Q$  é carga térmica em Btu/h) necessária para o óleo combustível aquecer a corrente de processo.

$$C_B = \exp(0,08505 + 0,766 * \ln(Q)) \quad (22)$$

O custo de compra, equação 24, é dado em função do custo base ( $C_B$ ), do fator de material de construção (aço carbono) e o do fator de pressão ( $F_P$ ) que é mostrado na equação 23.

$$F_P = 0,986 - 0,0035 * \left(\frac{P}{500}\right) + 0,0175 * \left(\frac{P}{500}\right)^2 \quad (23)$$

$$C_{PFT} = C_{PFA} = F_P * F_M * C_B \quad (24)$$



IV. 3.1.7– Custo do forno reformador e dos conversores de alta e baixa temperatura ( $C_{PFR}$ ,  $C_{PCAT}$  e  $C_{PCBT}$ ) (*Fired Heaters for Specific Purposes*)

Nos fornos de reformação, de conversão de alta temperatura e de baixa temperatura, presentes na unidade de geração de hidrogênio, ocorrem reações químicas e então as expressões para os custos de compra são diferenciadas das mencionadas na seção IV. 3.1.6.

A equação 25 é utilizada para fornos de reforma e foi usada para representar o custo de compra dos três fornos citados ( $Q$  na equação 24 é carga térmica em Btu/h).

$$C_{PFR} = C_{PCAT} = C_{PCBT} = 0,677 * Q^{0,81} \quad (25)$$

IV. 3.1.8 - Custo de trocadores de calor ( $C_{PTC}$ )

Os trocadores de calor usados são do tipo casco e tubo, tipo em U, construídos em aço carbono tanto no lado dos tubos quanto no casco. A equação 26 representa o custo de compra dos trocadores de calor

$$C_{PTC} = F_p * F_M * F_L * C_B \quad (26)$$

Na equação 26, o fator  $F_p$  é o fator de pressão,  $F_M$  é o material de construção utilizado,  $F_L$  é o fator de correção do comprimento do tubo (por regras heurísticas, o comprimento do tubo é dado em 16 ft) e  $C_B$  é o custo base.

$$F_M = a + \left( \frac{A}{100} \right)^b \quad (27)$$

O fator de material de construção, dado pela equação 27, apresenta várias combinações para materiais de construção para o casco e os tubos. Como o aço carbono foi considerado, os termos  $a$  e  $b$  assumem valores iguais a zero ( $a=b=0$ ).

$$F_p = 0,9803 - 0,018 * \left( \frac{P}{100} \right) + 0,0017 * \left( \frac{P}{100} \right)^2 \quad (28)$$

Onde  $P$  é a pressão de entrada no lado do casco dado em psig. O fator de correção do comprimento do tubo, para um tubo de 16 ft de comprimento é igual a 1,05 (Seider *et al*,

1999). O cálculo do custo base, equação 29, é função do valor da área de troca térmica (A) dos trocadores, dado em ft<sup>2</sup>.

$$C_B = \exp(11,147 - 0,9186 * \ln(A) + 0,09790 * (\ln(A))^2) \quad (29)$$

#### IV. 3.2. – Resultados dos Custos de equipamentos (C<sub>pi</sub>) e do Custo total de Investimento (C<sub>TCI</sub>)

As Tabelas apresentam os resultados de custos dos principais equipamentos em R\$. As expressões são fornecidas para US\$, mas basta uma conversão para R\$ do valor final calculado para que se tenha os resultados definitivo, sendo que US\$1,00 foi considerado igual a R\$ 1,71.

Tabela IV. 39: Custos dos equipamentos de bombas e motores (considerando bombas e motores reservas)

<b>Custo dos Equipamentos - Bombas e Motores (R\$)</b>	<b>Petróleo leve</b>	<b>Petróleo pesado</b>
P-100	29.768,14	29.057,17
Motor	32.633,77	32.435,67
PA 1 pump	12.565,79	17.538,34
Motor	1.411,07	3.466,70
PA 2 pump	18.244,31	18.067,90
Motor	3.667,06	3.636,81
PA 3 pump	15.027,42	14.940,45
Motor	2.504,94	2.475,97
<b>Total (R\$)</b>	<b>115.822,50</b>	<b>121.619,03</b>

Tabela IV. 40: Custos de equipamentos – compressores (já considerando que utilizam motores elétricos)

<b>Custo dos Equipamentos - Compressor (R\$)</b>	<b>Petróleo leve</b>	<b>Petróleo pesado</b>
K - 100	<b>1.405.433,57</b>	<b>13.397,89</b>

Tabela IV. 41: Custos de equipamentos – Torres e Colunas Atmosféricas

<b>Custo de Equipamentos - Torres e Colunas (R\$)</b>	<b>Petróleo leve</b>	<b>Petróleo pesado</b>
Torre Pré-Flash	30.898,77	30.898,77
Col. Debutanizadora	290.497,11	95.191,66
Col. Atmosférica	1.278.387,53	1.209.355,73
Coluna de <i>stripping</i> de Querosene	67.911,15	51.671,09
Coluna de <i>stripping</i> de Diesel leve	63.539,79	67.940,72
Coluna de <i>stripping</i> de Diesel pesado	51.671,09	47.837,46
<b>Total (R\$)</b>	<b>1.782.905,45</b>	<b>1.502.895,45</b>

Tabela IV. 42: Custos de equipamentos – Fornos e Aquecedores

<b>Equipamentos - Fornos e Aquecedores (R\$)</b>	<b>Petróleo leve</b>	<b>Petróleo pesado</b>
Forno-reformador	9.645.147,99	4.217.464,98
Conversor de alta	1.002.877,86	91.697,89
Conversor de baixa	320.689,30	117.686,81
Forno de pré-tratamento	1.406.949,93	648.483,59
Forno atmosférico	4.877.352,04	5.449.841,10
2ª bateria de pré-aquecimento	3.165.817,46	3.169.132,06
<b>Total (R\$)</b>	<b>20.418.834,59</b>	<b>13.694.306,44</b>

Tabela IV. 43: Custos de equipamentos – trocadores de calor

<b>Custo dos Equipamentos - trocadores de calor (R\$)</b>	<b>Petróleo leve</b>	<b>Petróleo pesado</b>
Petróleo cru x Querosene DD	28.933,14	25.147,26
Petróleo cru x Diesel leve DD	30.648,26	28.107,61
Petróleo cru x Diesel pesado DD	25.786,68	27.636,15
PA 1 cooler	25.748,70	23.383,12
PA 2 cooler	16.864,63	16.133,43
PA 3 cooler	14.759,87	13.739,48
<b>Total (R\$)</b>	<b>142.741,29</b>	<b>134.147,05</b>

Tabela IV. 44: Custos Total de Investimento considerando uma margem de +/-25% de incerteza

<b>Custo total de Investimento (R\$) (+/- 25%)</b>	<b>R\$ 184.563.529,78</b>	<b>R\$ 119.607.746,81</b>
--	---------------------------	---------------------------

#### IV. 3.3. – Resultados dos Custos de Utilidades

As utilidades consideradas no processo foram a água de resfriamento, vapor d'água, óleo combustível e energia elétrica. Fluidos refrigerantes requeridos pelos trocadores de calor presentes entre os Conversores de Alta/Baixa Temperatura da Unidade de Geração de Hidrogênio (para ambos os processamentos de petróleo) e os condensadores da Coluna Debutanizadora e Coluna Atmosférica (para o processamento de petróleo pesado, visto que a temperatura encontrada no topo dessas duas colunas era baixa), não foram levados em consideração para estimativa do custo de utilidades.

Cada equipamento exige uma demanda de utilidade específica, sendo cada um deles distribuídos entre as utilidades apresentadas da seguinte forma;

- Água de resfriamento (considerando que tenha um  $\Delta T$  máx de 10°C, ou seja, entra a 20°C e sai do equipamento a no máximo 30°C): condensadores das Colunas Debutanizadora e Atmosférica (considerados apenas no processamento de petróleo leve) e resfriadores presentes nas *pump-around* da Coluna Atmosférica, presentes em ambos os processamentos de petróleo.
- Vapor d'água: vapores de *stripping* das colunas laterais e vapor principal da Coluna Atmosférica, mistura com hidrocarbonetos para entrada na Seção de Reformação da Unidade de Geração de Hidrogênio e refeedor da Coluna Debutanizadora, em ambos os processamentos de petróleo.

- Energia elétrica: bomba do petróleo cru (P-100), compressor de Nafta instável (K-100) e as *pump-around* da Coluna Atmosférica, sendo considerados nos dois processamentos de petróleo.
- Óleo combustível: Forno Atmosférico, da Seção de Pré-tratamento da UGH, Forno Reformador e Conversores de Alta/Baixa Temperatura, calculado para os dois processamentos da carga.

A Tabela IV. 45 mostra o consumo de utilidades nos processamentos de petróleo leve e pesado

Tabela IV. 45: Consumo das utilidades

Utilidades	Petróleo leve	Petróleo pesado
Vapor d'água (kg/h)	2,73E+06	1,36E+05
Energia elétrica (kW)	1473,04	116,94
Óleo combustível (kJ/h)	7,05E+08	4,52E+08
Água de resfriamento (kJ/h)	3,53E+07	3,58E+06

O custo unitário das utilidades foi fornecido de diversas fontes. O preço do vapor d'água considerado foi de R\$ 0,025/kg (PERLINGEIRO, 2005). O preço do óleo combustível do tipo B1 foi obtido do site da ANP cotado pela última vez em 18/10/2009 sendo o seu valor de R\$ 0,93/kg. A energia elétrica foi cotada em R\$ 0,25 kWh para fins industriais de acordo com a ANEEL. O preço da água de resfriamento dada por Perlingeiro (2007) é de R\$ 0,06/m<sup>3</sup>.

Para calcular a vazão da água de resfriamento utilizou-se a equação 30.

$$Q = m * c_p * \Delta T \quad (31)$$

Onde,

Q: é a carga térmica requerida, em kJ/h

m: é a vazão mássica de água de resfriamento, em kg/h

c<sub>p</sub>: é a capacidade calorífica da água de valor igual a 4,1868 kJ/kg°C

ΔT: é a diferença de temperatura de entrada e saída da água de resfriamento (ΔT = 10°C)

A vazão de óleo combustível também foi calculada. Para obter o seu valor utilizou-se a equação 31.

$$Q = m * PC$$

Sendo,

Q: energia térmica do óleo combustível, em kJ/h

m: vazão mássica em kg/h

PC: poder calorífico do óleo combustível. Como fornecido em WALAS, o seu valor em kJ/kg é de 43031.

Com todas as vazões de utilidades requeridas calculadas, o custo unitário de cada utilidade pode então ser calculado.

Tabela IV. 46: Custo unitário de utilidades

Utilidades - Custo em R\$/h	Petróleo leve	Petróleo pesado
Vapor d'água	68.273,75	3.397,15
Energia elétrica	368,26	29,23
Óleo combustível	15.245,90	9.765,33
Água de resfriamento	50,60	5,13

## Capítulo V – Conclusões e Sugestões

### V.1 – Conclusões

Neste trabalho diversas comparações foram realizadas para o caso simulado de processamento de petróleo leve e pesado. A opção de considerar uma Torre Pré-Flash no esquema de refino se encontra adequada quando a carga de cru processada é de característica leve, pois essa carga proporciona quantidades relevantes de frações mais leves que podem ser fracionadas em um número maior de cortes (GLP, Nafta estabilizada (ou leve) e Nafta pesada) úteis para diversificação de aplicação dos cortes, como por exemplo, nafta petroquímica (Nafta estabilizada) e Gasolina (que usa a fração de Nafta pesada). A Coluna Debutanizadora, de acordo com as especificações estabelecidas, foi capaz de fornecer GLP e Nafta estabilizada dentro das suas especificações de segurança e armazenagem desejadas para ambos os processamentos de petróleo.

Na Coluna Atmosférica, o alto rendimento de resíduo atmosférico no processamento de petróleo pesado sugere que unidades de conversão sejam inseridas no esquema de refino a

jusante da Unidade da Destilação a Vácuo para se obter frações mais leves presentes nesse resíduo, o que pode ser realizado, por exemplo, implementando uma Unidade de Coqueamento Retardado. O grau de fracionamento dos cortes apresentou-se bem similar para os dois processamentos realizados. Vazões distintas de vapor de *stripping* tiveram que ser utilizadas para que se obtivessem as especificações desejadas nos produtos da Coluna Atmosférica.

A bateria de pré-aquecimento simulada mostra que o processamento de petróleo pesado necessita de uma carga térmica menor para elevar a temperatura do petróleo até as condições de operação da Torre Pré-Flash.

A Unidade de Geração de Hidrogênio permite estimar a capacidade dos dois processamentos em gerar hidrogênio para possíveis Unidades de Hidrotratamento necessárias ao esquema de refino. A partir da mesma carga (Nafta pesada de destilação direta), o processamento de petróleo mostrou-se muito mais propício para geração de Hidrogênio, levando-se em consideração o fato de que os pseudo-componentes fornecidos pelo simulador não participam da reação, sendo convertidos apenas os hidrocarbonetos mais leves presentes na carga de Nafta pesada.

O levantamento do custo dos principais equipamentos do processo, considerando uma incerteza dos resultados de +/- 25% , permite a conclusão de que o custo total de investimento do caso simulado para o processamento de petróleo pesado é cerca de 35% menor do que no processamento de petróleo leve.

No que se refere à utilidades, o processamento de petróleo leve demanda de um custo de utilidades superior em ao do processamento do petróleo pesado. Vale ressaltar que no processamento de petróleo pesado, os custos de utilidade do condensador das Colunas Debutanizadora e Atmosférica não foram levantados, pelo fato de que um fluido refrigerante deve ser usado como utilidade e este não foi levado em consideração na análise de custo de utilidades.

## **V.2 – Sugestões para trabalhos futuros**

Para trabalhos futuros, a inserção da coluna a vácuo no esquema de refino pode indicar o potencial de redução do resíduo atmosférico em frações mais leves além de fornecer as correntes quentes necessárias para aquecimento do petróleo cru (simulação rigorosa da 2ª bateria de pré-aquecimento).

Outra unidade que pode ser implementada é uma Dessalgadora considerando um modelo termodinâmico que envolva a presença de eletrólitos na corrente de petróleo.

Na coluna atmosférica, um modelo de equilíbrio líquido-líquido-vapor pode ser contemplado na modelagem termodinâmica, avaliando de modo adequado as interações que ocorrem entre a água e hidrocarbonetos.

### **Referências Bibliográficas**

- [1] **ABADIE, E.**; Processos de refinação, 2003, p. 1 -31, 163 – 173
- [2] **BAGAJEWICZ, M. and SHUNCHENG JI**, Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, N° 2, 2001.
- [3] **BAGAJEWICZ, M. and SOTO J**; Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part II: Heat Exchanger Network, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, N° 2, 2001.
- [4] **BAGAJEWICZ, M. and SHUNCHENG JI**, Design of Crude Fractionation Units with Preflashing or Prefractionation: Energy Targeting; Ind. Eng. Chem. Res; Vol. 41, N° 12, 2002.
- [5] **BRANAN, C.**; Rules of Thumb for Chemical Engineers, Ed. GPP, 3<sup>rd</sup> Edition, 2002; p. 19 – 48.
- [6] **BRASIL, N. I.**; Apostila de Destilação do petróleo, 2003
- [7] **Equipe Petrobras adaptado de ABADIE, E.**; Curso de formação de operadores de refinaria – Processos de refino, 2002; p. 8 – 19, 47 – 49, 62 – 66.
- [8] **FARAH, M. A.**; Caracterização do petróleo e seus produtos, 2<sup>a</sup> Edição, p. 36 – 46.
- [9] **PERLINGEIRO, C. A. G.**; Engenharia de Processos – Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos Químicos, Editora Edgard Blucher, 1<sup>a</sup> edição, 2005; p. 77 – 87, 175 – 184.
- [10] **SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R.**; Product and Process Design Principles – Synthesis, Analysis and Evaluation; Ed. J. Wiley and Sons, 2<sup>nd</sup> Edition, 2004; p. 472 – 556.
- [11] **SZKLO, ALEXANDRE SALEM**; Fundamentos do refino do petróleo; Editora Interciência; 2005; p. 83 - 155
- [12] **VAN NESS, H.C.; SMITH, J. M.; ABBOT, M. M.**; Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química. Editora LTC, 5<sup>a</sup> Edição, Apêndice F. Tabelas de vapor.



[13] **YAMANISHI, ÉRIKA**; Simulação, análise e otimização das colunas atmosféricas e debutanizadora da unidade de destilação de refino de petróleo (Dissertação de mestrado); 2007; Campinas: Unicamp; p.28 – 190

[14] **WALAS, S. M.**; Chemical Process Equipment – Selection and Design; Butterworth – Heinemann Series in Chemical Engineering, 1998; p. 179 – 185.

#### **Sites consultados**

[15] **[http://www.anp.gov.br/conheca/anuario\\_2009.asp](http://www.anp.gov.br/conheca/anuario_2009.asp)**

[16] **[http://www2.petrobras.com.br/portugues/ads/ads\\_Negocios.html](http://www2.petrobras.com.br/portugues/ads/ads_Negocios.html)**

[17] **[http://www2.petrobras.com.br/ri/pdf/Transcricao\\_PORT.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/pdf/Transcricao_PORT.pdf)**

[18] **<http://www2.petrobras.com.br/minisite/refinarias/portugues/index.asp>**

## Apêndice A – Fundamentos da indústria de refino de petróleo

### A.1 – Classificações do petróleo

As refinarias apresentam configurações distintas dependentes das características dos tipos de petróleos processados com qualidades distintas que determinam quais derivados podem ser mais bem obtidos. Assim, nem todos os derivados podem ser obtidos na qualidade requerida direta e economicamente a partir de qualquer petróleo e por isso as refinarias não podem ser iguais.

Os produtos de uma refinaria são classificados de acordo com a sua finalidade e ponto de ebulição. Por isso são divididos da seguinte maneira:

- Finalidade: energéticos e não-energéticos
- Ponto de ebulição: leves, médios e pesados

Os derivados energéticos são aqueles que geram energia térmica ao entrarem em combustão na presença de ar e de uma fonte de ignição. São eles: gás combustível, GLP, gasolina, querosene, óleo diesel, óleo combustível e coque de petróleo. Já os não-energéticos são utilizados como, por exemplo, matéria-prima para aplicações na indústria petroquímica (nafta e gasóleos petroquímicos), na indústria alimentícia (parafinas), indústria metalúrgica (coque) dentre outros.

A classificação por ponto de ebulição leva em consideração o comprimento e a complexidade das cadeias carbônicas das moléculas. Os leves são o gás combustível (1 a 2 átomos de carbono), GLP (3 a 4) e Nafta/gasolina (5 a 12). Os derivados médios e pesados são de difícil classificação por faixa de comprimento de cadeias carbônicas. Os de comprimento intermediário são o querosene e óleo diesel e os de cadeia carbônica mais complexa o óleo combustível, asfalto e coque.

### A.2– Caracterização do petróleo

#### A.2.1 – Curvas de destilação

A separação do petróleo em constituintes é feita pela destilação, especificamente aquela conhecida como pontos de ebulição verdadeiros – PEV. Esta curva de destilação é

levantada em uma coluna especial dotada de elevado número de estágios ideais de equilíbrio (20 a 100) e trabalhando com elevada razão de refluxo (5 a 20). O seu objetivo é se aproximar da condição que cada ponto da curva represente o ponto de ebulição dos seus componentes na pressão de destilação. O procedimento envolve o recolhimento de destilado em frações reduzidas de volume para se obter uma faixa estreita de componentes

O ensaio para obtenção da curva PEV do petróleo e frações leves se inicia pela debutanização (remoção de hidrocarbonetos mais leves que o butano), conduzida à temperatura constante de  $-20^{\circ}\text{C}$  no condensador. Os gases recolhidos são pesados e analisados em cromatografia gasosa. A seguir faz-se a destilação, ajustando a retirada de produto em volumes e tempo de acordo com critérios pré-estabelecidos. Caso sejam necessárias altas temperatura para separação dos componentes mais pesados, deve-se continuar a destilação a pressões sub-atmosféricas para evitar craqueamento térmico. Os resultados são apresentados em forma de temperatura do vapor versus a porcentagem vaporizada acumulada.

Esta destilação PEV fornece uma alta precisão e exatidão dos resultados, porém é muito demorada, de custo elevado e difícil de ser executada. Por isto ela é raramente efetuada, a não ser para caracterização e avaliação do petróleo e de suas frações, a fim de determinar a sua qualidade e possíveis rendimentos do petróleo

Outra curva de destilação aplicada ao petróleo e seus produtos é a curva de destilação ASTM. É uma destilação em que os vapores formados por aquecimento do balão de destilação, são continuamente removidos do aparelho e condensados, sem nenhum refluxo externo para a coluna, como existe na PEV. No aparelho não existe coluna de fracionamento, mas ocorre um pequeno refluxo, por conta das perdas de calor do equipamento para o exterior, o que provoca uma pequena condensação de vapores formado, gerando gotas de condensado que retornam ao balão. Desta forma, há um pequeno e grosseiro fracionamento entre os componentes da mistura, comparando com o obtido pela curva PEV.

No levantamento da curva de destilação ASTM, registra-se progressivamente o volume de destilado, sob a forma de condensado acumulado e a temperatura correspondente. No final da destilação, poderá um resíduo de líquido no balão, normalmente por condensação de vapores que permaneceram dentro do equipamento, no caso de frações pesadas. Quando a soma dos volumes de recuperado (denominação dada ao condensado acumulado) e o resíduo fornecerem um volume diferente da carga, a diferença entre eles traduzirá uma perda, relativa aos incondensáveis.

As curvas de destilação ASTM possuem abscissa correspondente à porcentagem vaporizada em volume, que é a soma de recuperado, e incondensáveis, e a ordenada referente à temperatura que ocorreu esta vaporização.

É a curva mais rápida e mais fácil de ser obtida em laboratório e, por esta razão, ela é utilizada basicamente para o controle de qualidade das frações de petróleo.

#### A.2.2 – Produtos e frações da unidade de destilação

- Gás combustível

Basicamente formado por uma mistura de gases, rica em metano e etano, com teores menores de propanos e butanos, além de gases inorgânicos como o gás sulfídrico. É a corrente mais leve do petróleo e de menor rendimento na destilação. A maior parte destes hidrocarbonetos presentes no petróleo bruto é removida nos campos de produção, onde eles fazem parte da corrente de gás natural.

- GLP (Gás liquefeito de petróleo)

É a mistura formada basicamente por hidrocarbonetos de 3 a 4 átomos de carbono, que embora gasosos à pressão atmosférica, são comercializados no estado líquido, por estarem sob pressões da ordem de 10 atm.

- Nafta

Nafta é um termo genérico usado para frações leves do petróleo, que abrange a faixa de destilação dos produtos comerciais gasolina e querosene. Esta faixa de destilação, baseada na curva de destilação ASTM pode variar, em geral, de 20 a 200°C.

A nafta obtida pela destilação do petróleo é conhecida como nafta DD (destilação direta) e pode ser fracionada em duas ou três outras naftas, caracterizada pela faixa de destilação ASTM, e são conhecidas como: nafta leve e nafta pesada, ou nafta leve, nafta intermediária e nafta pesada. Este fracionamento de nafta nestes dois ou três cortes depende a aplicação final.

- Querosene

O querosene é normalmente constituído de hidrocarbonetos predominantemente parafínicos de 9 a 17 átomos de carbono e com faixa de destilação ASTM que se situa entre 150 e 300°C.

- Gasóleos Atmosféricos

Os gasóleos atmosféricos constituem uma fração composta por hidrocarbonetos, com faixa de destilação podendo variar de 150 a 400°C. A composição química é muito variável no que diz respeito à distribuição dos hidrocarbonetos parafínicos, naftênicos e aromáticos. Devido a sua ampla faixa de destilação, eles são obtidos separadamente na coluna de destilação atmosférica em dois cortes e, por isto, é identificado pelos termos leve e pesado. O maior uso dos gasóleos atmosféricos é como combustível dos motores Diesel, daí as frações serem conhecidas como diesel leve e diesel pesado.

- Gasóleo de vácuo

A coluna de destilação a vácuo é incorporada à unidade de destilação atmosférica, com a finalidade de obter as frações mais leves presentes no resíduo de destilação atmosférica. Os cortes obtidos na coluna a vácuo são os gasóleos leve e pesado de vácuo (GLV e GPV).

Quando a unidade de destilação for projetada para obtenção de óleos lubrificantes, os gasóleos de vácuo são fracionados em quatro outras frações, de faixa de viscosidades especificadas, conhecidas como: “Spindle”, Neutro leve, Neutro médio, Neutro pesado.

- Resíduo de vácuo

O resíduo da última etapa de destilação do petróleo é conhecido como resíduo de vácuo (RV), e poderá ter diferentes aplicações. A mais usual é ser especificado como um tipo de óleo combustível industrial, utilizado para geração de energia térmica.

Alguns petróleos, mais pesados podem produzir asfalto diretamente da destilação a vácuo. Nestes casos, o resíduo de vácuo produzido em condições operacionais adequadas constituirá o asfalto, usado para pavimentações e isolamentos.

Parte do RV pode também ser carga de produção de coque de petróleo, através do processo de coqueamento retardado. Dependendo do petróleo, pode-se produzir diferentes tipos de coque com aplicações específicas.

## Apêndice B – Processos de refino

As refinarias são projetadas de modo a processar petróleos com certas características e que atendam a necessidade do mercado. Cada refinaria é constituída de um conjunto próprio das unidades, ou seja, uma seqüência lógica de unidades de processamento (separação, conversão, rearranjo e tratamento), de modo a compatibilizar o petróleo e as necessidades dos derivados. Assim, toda refinaria tem certo grau de flexibilidade, ou seja, apresenta a capacidade de reprogramação dinâmica na operação do seu esquema de refino que permite reajustar o funcionamento das unidades para se adequar às mudanças no tipo de petróleo, nas evoluções quantitativas e qualitativas do mercado e para o atendimento de requisitos ambientais.

### B.1 – Tipos de processos de refino

Os processos de refino são divididos em: processos de separação, processos de conversão, processos de tratamento e processos auxiliares

- Processos de separação: são sempre de natureza física e têm por objetivo desdobrar o petróleo em suas frações básicas, ou processar uma fração previamente produzida, no sentido de retirar dela um grupo específico de compostos. Os agentes responsáveis por estas operações são físicos, por ação de energia (na forma de modificações de temperatura e/ou pressão) ou de massa (na forma de relações de solubilidade a solventes) sobre o petróleo ou suas frações.

Uma importante característica nos processos de separação é o fato dos produtos obtidos poderem, exceto em situações de eventuais perdas ou contaminações, quando novamente misturados, reconstituir a carga original, uma vez que a natureza das moléculas não é alterada.

Como exemplos deste grupo de processos podem ser citados: Destilação (em suas várias formas), Desasfaltação a propano, Desaromatização a furfural, Desparafinação/Desoleificação a solvente (MIBC), Extração de aromáticos e Adsorção de n-parafinas.

- Processos de conversão: são processos de natureza química que visam transformar uma fração em outra(s), ou alterar profundamente a constituição molecular de uma dada fração, de forma a melhorar sua qualidade, valorizando-a. Isto pode ser conseguido através de reações de quebra, reagrupamento ou reestruturação molecular.

As reações específicas de cada processo são conseguidas por ação conjugada de temperatura e pressão sobre os cortes, sendo bastante freqüente também a presença de um catalisador. Conforme a presença ou ausência do catalisador pode-se classificar os processos de conversão em dois subgrupos: catalíticos ou não catalíticos. Devido às alterações químicas processadas, os produtos que saem desses processos, se misturados, não reconstituem a carga original.

Processos de conversão são, em geral, de elevada rentabilidade, principalmente quando transformam frações de baixo valor comercial (gasóleos e resíduos) em outras de maiores valores (GLP, nafta, querosene e diesel). De forma similar aos processos de separação, os de conversão apresentam, também como característica, elevado investimento para suas implementações, no entanto principalmente os processos de craqueamento térmico ou catalítico apresentam curto tempo de retorno de capital investido.

Como exemplo destes processos pode ser citado o craqueamento catalítico, o hidrocrackeamento (catalítico ou catalítico brando), a alcoilação, a reformação e a isomerização, todos catalíticos. Dentre os não catalíticos, pode-se citar processos térmicos tais como: craqueamento térmico, a viscorredução, o coqueamento retardado ou fluido.

- Processos de tratamento: são processos que têm por finalidade principal eliminar as impurezas que, estando presentes nas frações, possam comprometer suas qualidades finais; garantindo, assim, estabilidade química ao produto acabado. Dentre as impurezas, os compostos de enxofre e nitrogênio, por exemplo, conferem às frações, propriedades indesejáveis, tais como corrosividade, acidez, odor desagradável, formação de compostos poluentes, alteração de cor, etc.

As quantidades e os tipos de impurezas presentes nos produtos são extremamente variados, diferindo também conforme o tipo de petróleo processado que gerou as frações. À medida que os cortes vão ficando mais pesados, a quantidade de impurezas cresce proporcionalmente, o que dificulta a remoção.

Os processos de tratamento podem ser classificados em duas categorias: processos convencionais e hidrocessamento. Os primeiros são aplicados às frações mais leves, enquanto o segundo grupo é usado, principalmente, para frações médias e pesadas.

Exemplos de processos de tratamento são: tratamento cáustico, tratamento mercox de GLP, tratamento mercox de naftas e querosenes, tratamento Bender, tratamento DEA.



- Processos auxiliares: são aqueles destinados a fornecer insumos à operação dos outros processos citados anteriormente, ou a tratar rejeitos desses mesmos processos. Incluem-se neste grupo, a geração de hidrogênio (fornecimento desse gás às unidades de hidroprocessamento), a recuperação de enxofre (produção desse elemento a partir da queima do gás ácido rico em H<sub>2</sub>S) e as utilidades (vapor, água, energia elétrica, ar comprimido, distribuição de gás e óleo combustível, tratamento de efluentes e tocha).

## B. 2 – Descrição dos processos de refino do petróleo

Neste tópico há uma breve descrição dos processos abordados para o caso simulado do trabalho.

### B.2.1 - Pré-Aquecimento e Dessalgação do petróleo

O processo de destilação tem início com o bombeamento contínuo de petróleo frio através de vários trocadores de calor, onde o petróleo é progressivamente aquecido ao mesmo tempo em que resfria as retiradas laterais da coluna de destilação atmosférica (querosene, diesel leve e diesel pesado). O conjunto de trocadores de calor dessa seção é conhecido como bateria de pré-aquecimento.

O sistema de pré-aquecimento permite uma economia operacional bastante elevada, pois oferece a vantagem de aquecer a carga com frações que se deseja resfriar, economizando o excesso de combustível que se faria necessário para o aquecimento total da carga, além de oferecer um menor dimensionamento dos fornos.

Antes de o petróleo ser enviado à seção de fracionamento, deverá passar por uma dessalgadora (ou dessalinizadora), para remoção de sais, água e suspensões de partículas sólidas, permitindo uma maior flexibilidade operacional em relação aos tipos de petróleo processados. Esses contaminantes causam sérios danos à unidade de destilação, se não forem removidos do cru, limitando o tempo de campanha, e provocando operação ineficiente da unidade. Os principais efeitos resultantes da presença desses contaminantes no petróleo são:

- Os sais de cloro (principalmente o MgCl<sub>2</sub>) liberam HCl, o que pode causar corrosão acentuada nas torres de fracionamento e linhas (principalmente na região de topo);
- Os sais e sólidos depositam-se em trocadores de calor e tubos de fornos, causando entupimentos, baixa eficiência de troca térmica e “superaquecimentos localizados” em tubos de fornos;

- Sais e sedimentos atuam como catalisadores para a formação de coque no interior dos tubos de fornos e linhas de transferência, provocando também entupimentos e diminuição de transferência de calor nos equipamentos.

O processo de dessalinação consiste basicamente no seguinte: o óleo cru pré-aquecido recebe uma corrente de água de processo para misturar com água residual, sais e sólidos presentes no cru. Uma válvula misturadora provoca o íntimo contato entre a água injetada e os sais e sedimentos. A seguir a mistura do petróleo, água e impurezas, penetra no vaso de dessalgação, caminhando através de um campo elétrico de alta voltagem, mantido entre pares de eletrodos metálicos. As forças elétricas do campo assim criado provocam a coalescência das gotículas de água, formando-se muitas gotas grandes, que, por terem uma maior densidade, caem através do cru para o fundo da dessalgadora, carregando dissolvidos os sais e sedimentos.

O petróleo dessalgado flui pelo topo do tambor, e continua seu fluxo dentro da unidade, enquanto que a salmoura formada (água, sais e sedimentos) é contínua e automaticamente descartada do vaso de dessalgação.

É importante o controle de nível da interface petróleo/salmoura, porque, caso haja arraste de água na corrente de petróleo, sua súbita vaporização, que ocorrerá nas torres, poderá provocar variações de pressão, podendo danificar as bandejas de fracionamento.

O petróleo, após ser dessalinizado, passa numa segunda bateria de pré-aquecimento, onde a sua temperatura é elevada ao máximo valor possível conseguida por troca térmica com as correntes quentes que deixam o processo (gasóleos leve e pesado de vácuo (GOLV e GOPV) e resíduo de vácuo (RV)). Quanto mais alta for a temperatura atingida no pré-aquecimento, menor será a quantidade de combustível gasta nos fornos para o aquecimento final do óleo.

#### B.2.2 - Torre de Pré-Fracionamento

Quando há a necessidade de se projetar unidades de grandes capacidades de carga, ou de se ampliar a carga de uma unidade de destilação já existente, utiliza-se uma torre de pré-fracionamento (pré-flash).

Esta corrente retira do petróleo os cortes mais leves (GLP e Nafta leve), permitindo desta forma ampliar a carga total da unidade ou dimensionarem-se os fornos e o sistema de destilação atmosférica de menor tamanho.

O petróleo pré-vaporizado que deixa a torre de pré-flash é encaminhado aos fornos e daí à torre atmosférica onde é retirado a nafta pesada, querosene, diesel leve e pesado, tendo como produto de fundo o cru reduzido.

### B.2.3 - Destilação Atmosférica

O petróleo, após deixar o último trocador da bateria de pré-aquecimento, está ainda com uma temperatura abaixo da requerida para que ocorra um fracionamento eficaz. Com a finalidade de elevar-se mais a temperatura, possibilitando assim que as condições ideais de fracionamento sejam atingidas, a carga é introduzida em fornos tubulares, onde recebe energia térmica produzida pela queima de óleo e/ou gás combustível.

Para que se consiga vaporizar todos os produtos que serão retirados na torre de destilação atmosférica, a carga deverá ser aquecida até o valor estipulado, porém não deve ser ultrapassada uma temperatura limite, a partir da qual tem início a decomposição das frações pesadas presentes no óleo bruto. O craqueamento térmico é uma ocorrência altamente indesejável em unidades de destilação, porque provoca a deposição de coque nos tubos dos fornos e nas regiões inferiores das torres, causando diversos problemas operacionais. A máxima temperatura que se pode aquecer o petróleo, sem que haja perigo de decomposição térmica é de 400°C.

À saída dos fornos, com a temperatura próxima de 400°C, boa parte do petróleo já se encontra vaporizado, e nessas condições a carga é introduzida na torre.

O ponto de entrada é conhecido como zona de vaporização ou “zona de flash”, e é o local onde ocorre a separação do petróleo em duas correntes: uma constituída de frações vaporizadas que sobem em direção ao topo da torre, e outra líquida que desce em direção ao fundo.

As torres possuem no seu interior bandejas ou pratos que permitem a separação do cru em cortes pelos seus pontos de ebulição, porque, à medida que os pratos estão mais próximos ao topo, suas temperaturas vão decrescendo. Assim, o vapor ascendente, ao entrar em contato com cada bandeja, tem uma parte de seus componentes condensada. À medida que o vapor se encaminha em direção ao topo, troca calor e massa com o líquido existente em cada prato. Os hidrocarbonetos cujos pontos de ebulição são maiores ou iguais à temperatura de uma determinada bandeja, aí ficam retidos, enquanto a parte restante do vapor prossegue em direção ao topo até encontrar outra bandeja, mais fria, onde o fenômeno se repete.

Como o líquido existente em cada prato está no seu ponto de ebulição e existe sempre uma diferença de temperatura entre dois pratos vizinhos, podemos concluir que a composição do líquido varia de prato a prato, tornando-se o líquido mais pesado à medida que se aproxima do fundo da torre, e o vapor mais leve à medida que se aproxima do topo.

À proporção que as frações vão se condensando, o nível em cada bandeja vai aumentando, e o excesso é derramado ao prato inferior. Ao atingir este prato, que se encontra a uma temperatura mais alta, as frações leves, pertencentes ao prato superior são revaporizadas. O líquido que transborda prato a prato é conhecido como refluxo interno, sendo essencial a um bom fracionamento. Em determinados pontos da coluna os produtos são retirados da torre, segundo as temperaturas limites de destilação das frações desejadas.

Os componentes mais leves da carga, que não se condensaram em nenhum prato, saem pelo topo e são condensados em trocadores de calor fora da torre, e o líquido depois de resfriado, é recolhido em um tambor de acúmulo. Desse tambor, uma parte retorna à torre como refluxo de topo e a outra parte é enviada para armazenamento ou alimentação de outro sistema. As finalidades principais do refluxo de topo são o controle da temperatura de saída de vapor da torre e a geração do refluxo interno.

Como complemento ao refluxo de topo, pode existir um refluxo de produto lateral circulante. O refluxo circulante ou intermediário é uma corrente que deixa a torre como líquido, sendo então resfriada, e posteriormente, devolvida à coluna alguns pratos acima da retirada. Sua função principal é retirar calor da torre, gerando mais refluxo interno, porém esta corrente não interfere diretamente no fracionamento, uma vez que o mesmo produto que é coletado num determinado prato é devolvido inalterado em sua composição à coluna.

As frações intermediárias, que saem lateralmente na torre, possuem componentes mais leves que são retirados no líquido, quando o vapor atravessa o prato de retirada. Esses compostos baixam o ponto inicial de ebulição e o ponto de fulgor dos cortes, sendo necessária sua eliminação. Isto é feito em pequenas torres conhecidas como retificadoras laterais ou “strippers”.

Nesses equipamentos injeta-se vapor d’água, que baixa a pressão parcial dos hidrocarbonetos. Embora a pressão total se mantenha constante, o abaixamento da pressão parcial dos hidrocarbonetos equivale à uma diminuição da pressão total, e dessa maneira, sem que haja variação na temperatura, as frações mais leves são vaporizadas e levadas juntamente com o vapor d’água de volta à torre principal.

Na torre de destilação usa-se o vapor d’água para retificar o produto de fundo (resíduo atmosférico), melhorando o seu ponto de fulgor e recuperando frações arrastadas que

pertencem à retirada imediatamente superior à zona de flash. As correntes de vapor d'água que entram na coluna saem pelo topo juntamente com os hidrocarbonetos leves e são condensados em conjunto.

Devido à diferença de densidades entre a água e os hidrocarbonetos líquidos condensados, a primeira é facilmente eliminada no tambor de acúmulo do produto de topo.

Pode-se então concluir que os principais tópicos na operação de uma torre de destilação de cru são os seguintes:

- O rendimento dos produtos depende unicamente da composição do petróleo, e não do grau do fracionamento;
- O número de pratos só altera ligeiramente a faixa de destilação dos produtos;
- O ponto inicial de ebulição dos cortes laterais é controlado pela quantidade de vapor d'água injetado nos retificadores;
- O ponto final de ebulição desses mesmos cortes é controlado pela vazão de retirada dos cortes da torre, devido à variação do refluxo interno na região próxima ao prato de cada retirada.

#### B.2.4 - Tipos de Unidades de Destilação

As unidades de destilação nas quais o petróleo é submetido podem ser classificadas como em um, dois ou três estágios:

- Unidades de um estágio: consiste de uma torre de destilação única, que trabalha com pressões próximas da atmosférica. A torre de destilação atmosférica produz destilados desde gases até o óleo combustível. Esse tipo de unidade é normalmente encontrado quando a capacidade de refino é bastante pequena e não há unidades adicionais de craqueamento.
- Unidades de dois estágios:  
Podem ser de dois subtipos:
  - ✓ Torres Pré-Flash e Destilação Atmosférica: as torres de pré-flash são utilizadas para retirar do petróleo as frações mais leves (GLP e nafta leve), permitindo, desta forma que o sistema da coluna destilação atmosférica não seja de grande porte.  
O petróleo pré-vaporizado tem retirado, na destilação atmosférica, a nafta pesada, querosene e o óleo diesel, tendo como produto de fundo o resíduo atmosférico (vendido como óleo combustível).

- ✓ Destilação Atmosférica e Destilação a vácuo: a torre de destilação atmosférica produz destilados desde gases até óleo diesel, e como produto de fundo o resíduo atmosférico. A torre de vácuo retira do cru reduzido o gasóleo leve e pesado de vácuo, tendo como produto de fundo o resíduo de vácuo, que pode ser vendido como óleo combustível ou asfalto, conforme a sua qualidade.  
Este conjunto é usualmente encontrado para unidades de médio porte e quando há processos adicionais de craqueamento.
- Unidades de três estágios: este tipo de configuração abrange uma torre pré-flash, torre de destilação atmosférica e torre de vácuo. É o tipo mais comum, normalmente usado quando se necessita de grandes capacidades e dispõe-se de unidades de craqueamento.

#### B.2.5 - Coluna Debutanizadora

A principal função da Coluna Debutanizadora é a estabilização da nafta que contem componentes mais voláteis e leves de baixo ponto de ebulição, ou seja, a remoção destes componentes. A presença destes componentes faz com que a nafta tenha uma alta pressão de vapor. Se a nafta não for estabilizada, ou seja, se não forem retirados estes componentes mais leves, a nafta à pressão atmosférica será volatilizada, não podendo ser armazenada adequadamente em reservatórios.

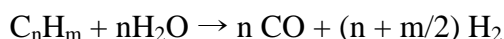
A coluna debutanizadora permite a obtenção de GLP como produto de topo e Nafta estabilizada como produto de fundo.

#### B.2.6 – Unidade de Geração de Hidrogênio

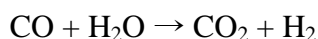
As modernas refinarias precisam de hidrogênio para processos de hidrotratamento e de hidrocraqueamento, com o objetivo de produzir derivados mais nobres e de melhor qualidade a partir de cargas residuais. Esses processos visam uma melhor adequação das especificações de qualidade do diesel e gasolina produzidos. Muitas refinarias produzem uma quantidade de hidrogênio suficiente para pequenas unidades de hidrotratamento, utilizando o gás residual oriundo da operação de reforma catalítica de nafta (produção de gasolina de alta octanagem ou aromáticos). Ocorre, entretanto, que nem todas as refinarias dispõem de reforma catalítica, ou, se dispõem, nem sempre o gás produzido é suficiente para o consumo, normalmente se as unidades de hidrotratamento e/ou hidrocraqueamento são de grande porte.

Esta quantidade suplementar de hidrogênio requerido pode ser obtida através de dois processos: oxidação parcial de frações pesadas, como óleo combustível, ou, reforma com vapor de frações leves (gás natural, gás combustível, gás liquefeito e nafta). Apenas o processo de reforma com vapor será abordado por ser o mais utilizado pelas refinarias.

A reforma com vapor (“Steam-reforming”) consiste na reestruturação de moléculas de hidrocarbonetos em presença de vapor d’água e catalisadores, produzindo o gás de síntese (CO + H<sub>2</sub>). A reação é mostrada abaixo:



Em seguida, os gases formados reagem com excesso de vapor d’água, em presença de outros catalisadores, gerando uma quantidade adicional de hidrogênio, conforme a reação:



Como última etapa, o CO<sub>2</sub> é absorvido em solução de MEA (monoetanolamina), gerando-se uma corrente de hidrogênio com elevada pureza.

O processo de geração de hidrogênio é dividido em três seções:

- Seção de pré-tratamento: tem por objetivo a remoção de compostos como enxofre e cloro que podem envenenar o catalisador metálico à base de Níquel
- Seção de reformação: seção onde há conversão da mistura hidrocarbonetos/vapor d’água em gás de síntese (CO e H<sub>2</sub>), utilizando um catalisador à base de NiO-K<sub>2</sub>O e a conversão de CO em CO<sub>2</sub> (que ocorre em reatores de deslocamento ou “Shift-Conversion”), utilizando o catalisador (Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> – Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) no primeiro conversor e o catalisador (CuO – ZnO) no segundo conversor.
- Seção de absorção do CO<sub>2</sub>: a finalidade dessa seção é eliminar o CO<sub>2</sub> presente no gás de processo para produzir hidrogênio de alta pureza. Isto é obtido pela absorção de CO<sub>2</sub> em solução de MEA.

Um diagrama esquemático do processo de geração de hidrogênio é apresentado abaixo:



Figura B. 1: Processo esquemático de geração de hidrogênio



## Apêndice C – Informações sobre o parque nacional de refino

A partir de uma análise aprofundada do Anuário da ANP 2009, uma breve descrição das principais características de 11 refinarias é apresentada individualmente.

### REMAN – Refinaria de Manaus

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo e craqueamento catalítico
- Volume de petróleo processado em 2008: 2,25% do total processado
- Classificada como uma refinaria de baixa complexidade, ou seja, baixa capacidade de conversão dos destilados em frações de maior valor agregado.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 7300
- Petróleo processado: 100% nacional
- Principais derivados produzidos:

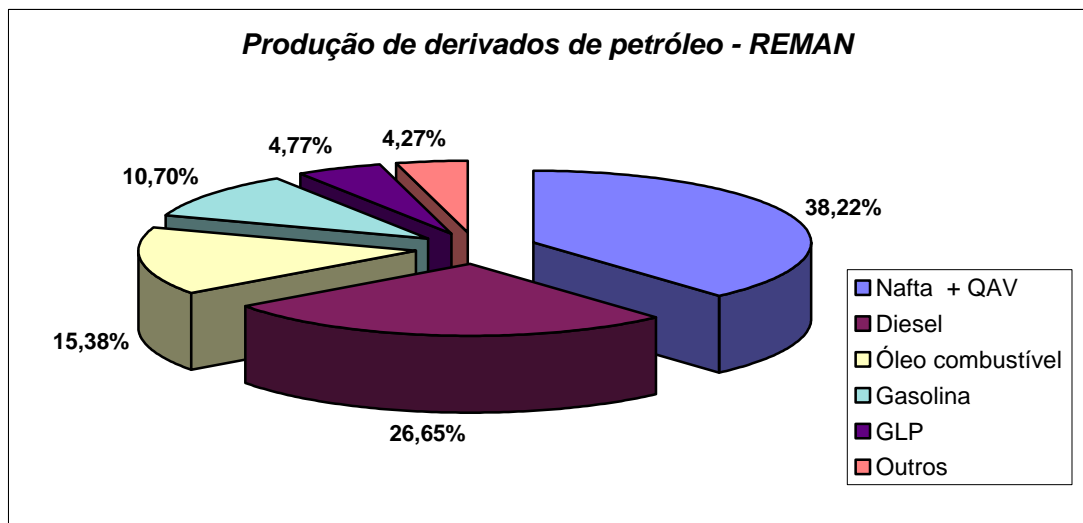


Figura C. 1: Participação da REMAN na produção nacional de derivados

Sendo a parcela de “outros” compostos por gasolina de aviação, asfalto, coque, óleo lubrificante, parafina e solventes

### LUBNOR – Lubrificantes do Nordeste

- Esquema de refino: destilação a vácuo, unidade de hidrotreatamento, planta de gás natural, geração de hidrogênio.

- Volume do petróleo processado: 0,35% do total processado.
- Produz principalmente asfalto e óleo lubrificante apresentando uma diversificação de produtos de maior valor agregado.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 1300
- Petróleo processado: 100% nacional.
- Principais derivados produzidos: parcela majoritária de produção de óleo lubrificante e asfalto.

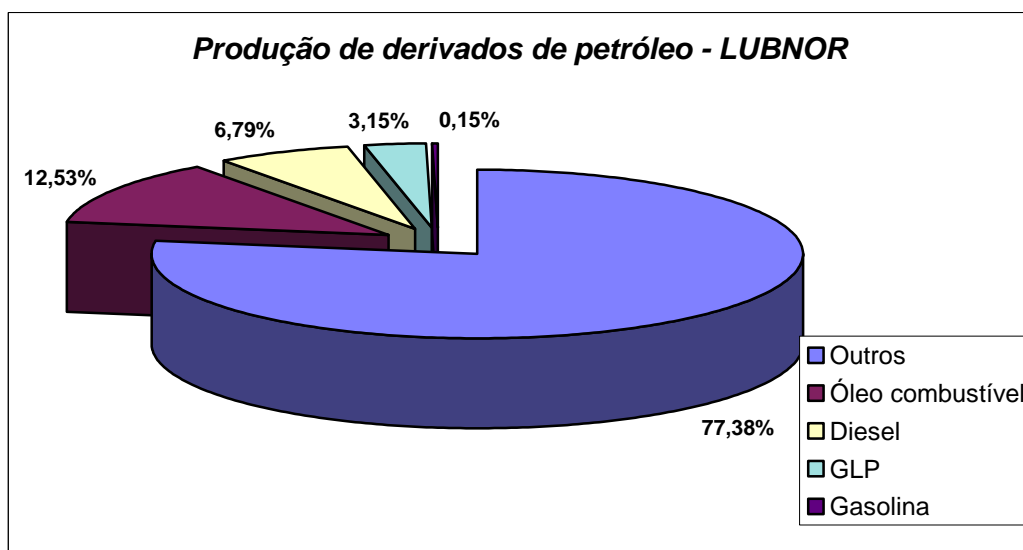


Figura C. 2: Participação da LUBNOR na produção nacional de derivados

### **RLAM – Refinaria Landulpho Alves**

- Esquema de refino: essa refinaria engloba duas configurações de refino, uma para produção de aromáticos e combustíveis e a outra para lubrificantes e parafinas.  
RLAM 1 - Produção de aromáticos e combustíveis: destilação atmosférica e a vácuo, destilação de LGN, pré-fracionadora de nafta, adsorção de n-parafinas, craqueamento catalítico.
- RLAM 2 – Produção de lubrificantes e parafinas: destilação atmosférica e a vácuo, desasfaltação a propano, desparafinação a MIBC, desaromatização a fenol, hidrotratamento de lubrificantes, desoleificação, percolação, hidrotratamento de parafinas e geração de hidrogênio.
- Volume de petróleo processado: 14,46% do total processado.
- É a segunda maior refinaria brasileira, em capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 46950.

- Produz nafta petroquímica para o pólo petroquímico de Camaçari.
- Petróleo processado: 97% nacional e 3% importado.
- Principais derivados produzidos:

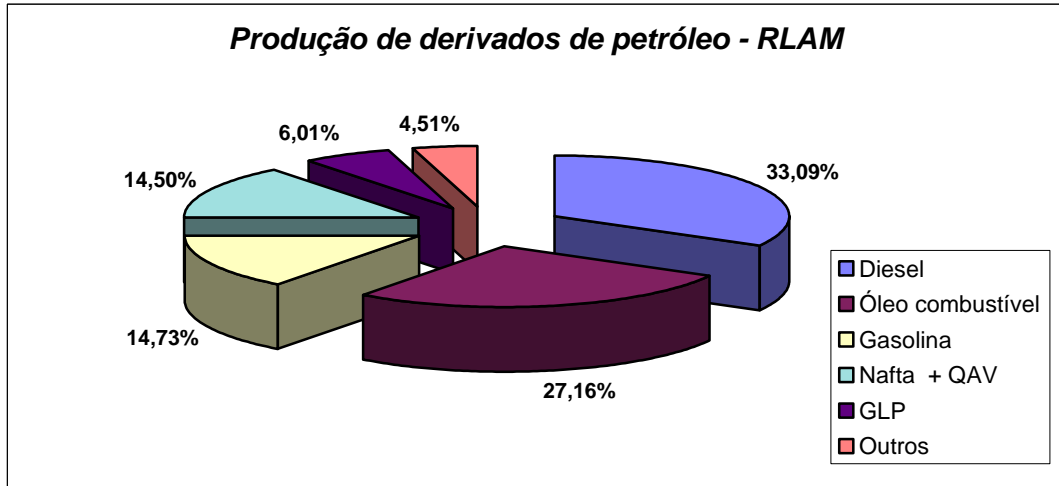


Figura C. 3: Participação da RLAM na produção nacional de derivados

### **REGAP – Refinaria Gabriel Passos**

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo, coqueamento retardado, craqueamento catalítico; hidrotratamento de nafta, querosene e diesel; geração de hidrogênio e recuperação de enxofre.
- Volume de petróleo processado: 8,33 % do total processado
- Refinaria com foco em destilados médios como mostra a presença de unidades de fundo de barril como coqueamento retardado e as unidades de hidrotratamento.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 24000
- Petróleo processado: 93% nacional e 7% importado
- Principais derivados produzidos

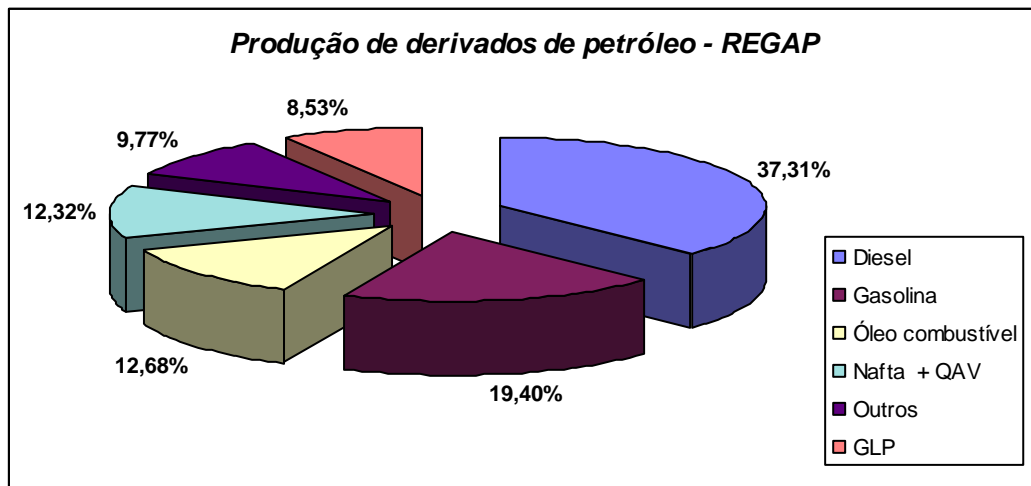


Figura C. 4: Participação da REGAP na produção nacional de derivados

### **REDUC – Refinaria Duque de Caxias**

- Esquema de refino: assim como a RLAM, apresenta duas configurações de unidades de processamento sendo uma para produção de combustíveis e aromáticos e a outra para produção de lubrificantes e parafinas.
1. REDUC 1 – Produção de combustíveis e aromáticos: destilação atmosférica e a vácuo, desasfaltação a propano, craqueamento catalítico, pré-fracionadora de nafta, planta de gás natural, tratamento cáustico, fracionamento de GLP, reforma catalítica, tratamento BENDER, hidrotreatamento de diesel e querosene e geração de hidrogênio.
  2. REDUC 2 – Produção de lubrificantes e parafinas: destilação atmosférica e a vácuo, desasfaltação a propano, desaromatização a furfural, desparafinação a MIBC, hidrotreatamento de lubrificantes, desoleificação a MIBC, hidrotreatamento de parafinas e geração de hidrogênio.
- Volume de petróleo processado: 12,63% do total processado
  - Refinaria mais complexa da Petrobras por possuir o maior conjunto para produção de lubrificantes do país.
  - Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 38500
  - Petróleo processado: 56% nacional e 44% importado
  - Principais derivados produzidos

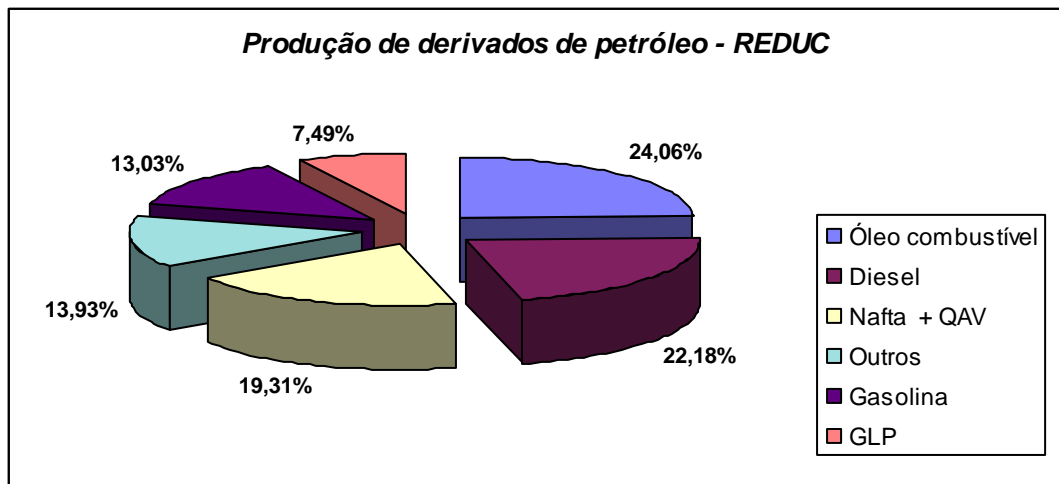


Figura C. 5: Participação da REDUC na produção nacional de derivados

- Os rendimentos observados nessa refinaria, mostram bem a sua complexidade, apresentando bons rendimentos para os derivados listados, além de indicar o potencial de melhora no rendimento de leves e médios pela elevada produção de óleo combustível via unidades de fundo de barril

### **REVAP – Refinaria Henrique Lage**

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo, coqueamento retardado, craqueamento catalítico; hidrotatamento de nafta, querosene e diesel; geração de hidrogênio e recuperação de enxofre.
- Volume do petróleo processado: 11,90% do total processado
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 40000
- Petróleo processado: 85% nacional e 15% importado
- Principais derivados produzidos

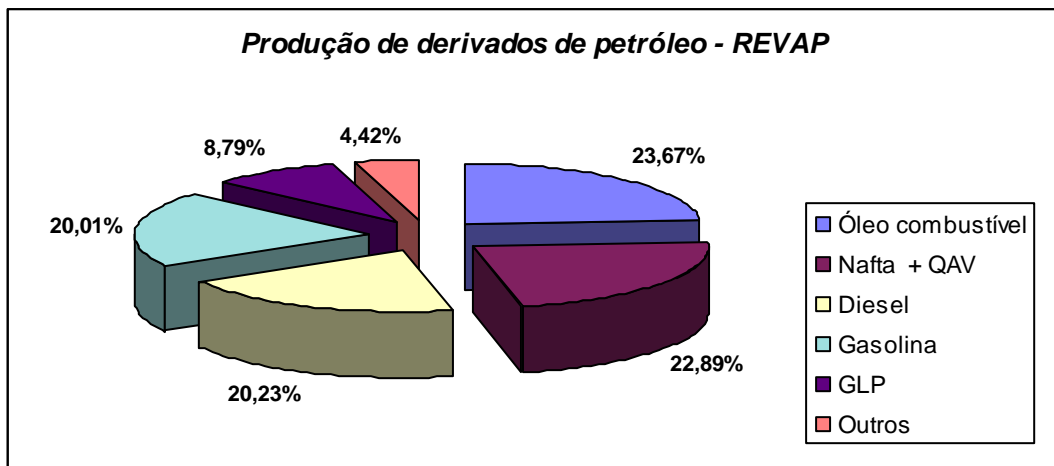


Figura C. 6: Participação da REVAP na produção nacional de derivados

- Grande produtor de diesel e gasolina, dois dos mais importantes derivados produzidos no país e demonstra também, ótimo potencial de aumento em seus rendimentos via unidade de coqueamento retardado.

#### **RECAP – Refinaria de Capuava**

- Esquema de refino: destilação atmosférica, craqueamento catalítico e recuperação de enxofre.
- Volume do petróleo processado: 2,56% do total processado
- Refinaria de pequeno porte e pouco complexa.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 8500
- Petróleo processado: 72% nacional e 28% importado
- Principais derivados produzidos

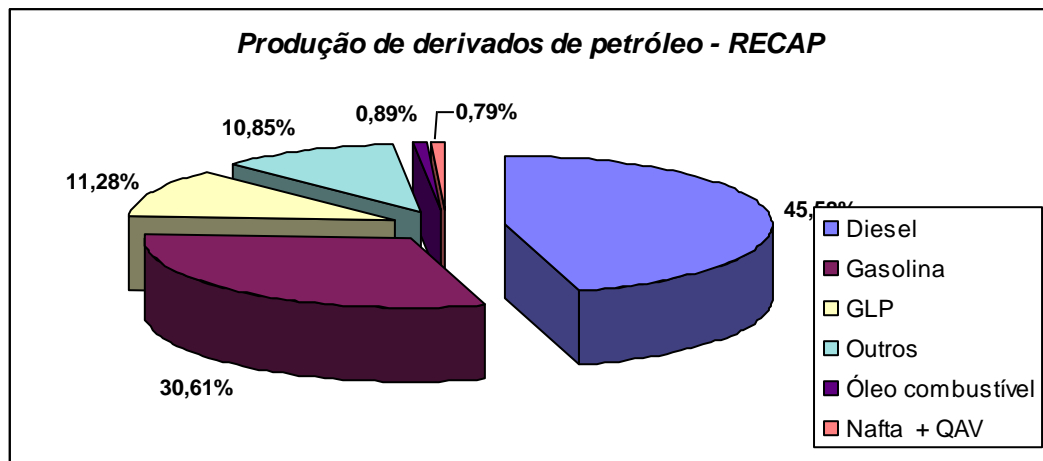


Figura C. 7: Participação da RECAP na produção nacional de derivados

- Baixa produção de óleo combustível devido à presença da unidade de craqueamento catalítico

#### **REPLAN – Refinaria de Paulínia**

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo, coqueamento retardado, craqueamento catalítico, hidrotratamento de diesel, geração de hidrogênio e recuperação de enxofre.
- Volume do petróleo processado: 18,70% do total processado
- Produz volumes importantes de nafta petroquímica para o pólo de São Paulo.
- Há um planejamento de ampliação da capacidade de conversão através da unidade de coqueamento retardado e da capacidade de tratamento de produtos finais e intermediários através de unidades de HDT de diesel e recuperação de enxofre.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 61000
- Petróleo processado: 84% nacional e 16% importado
- Principais derivados produzidos:

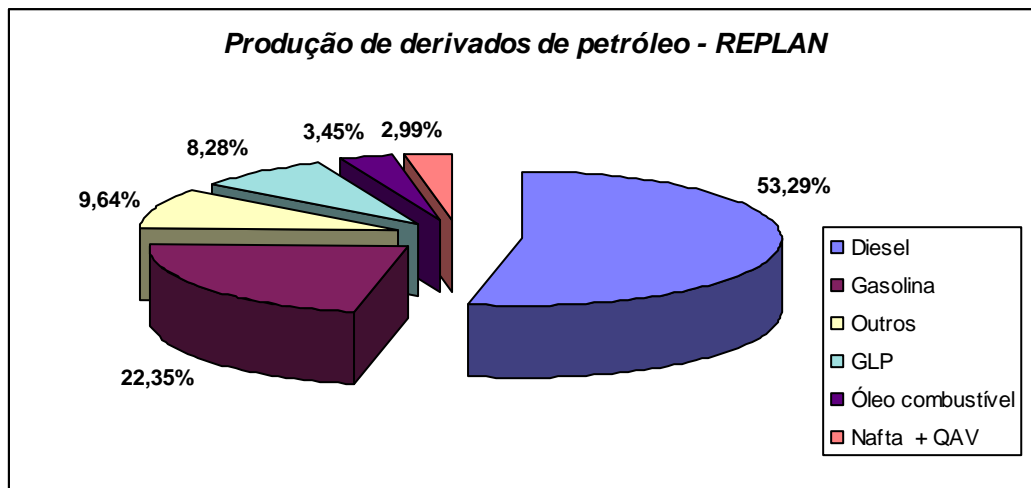


Figura C. 8: Participação da REPLAN na produção nacional de derivados

- Destaque para o alto rendimento em diesel e gasolina

#### **RPBC – Refinaria Presidente Bernardes**

- Esquema de refino (típico de produção de combustíveis e aromáticos): destilação atmosférica e a vácuo, coqueamento retardado, craqueamento catalítico, hidrotratamento de diesel, geração de hidrogênio, fracionamento de GLP, alcoilação (gasolina de aviação) pré-fracionadora de nafta reforma catalítica, extração de aromáticos, fracionadora de aromáticos.
- Volume do petróleo processado: 9,56% do total processado. A capacidade da sua unidade de coqueamento retardado em relação à da sua unidade de destilação atmosférica é a maior existente entre as refinarias brasileiras, sendo compatível com valores de refinarias ultra complexas existentes nos Estados Unidos e na Europa Ocidental.
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 27000
- Petróleo processado: 89% nacional e 11% importado
- Principais derivados produzidos:



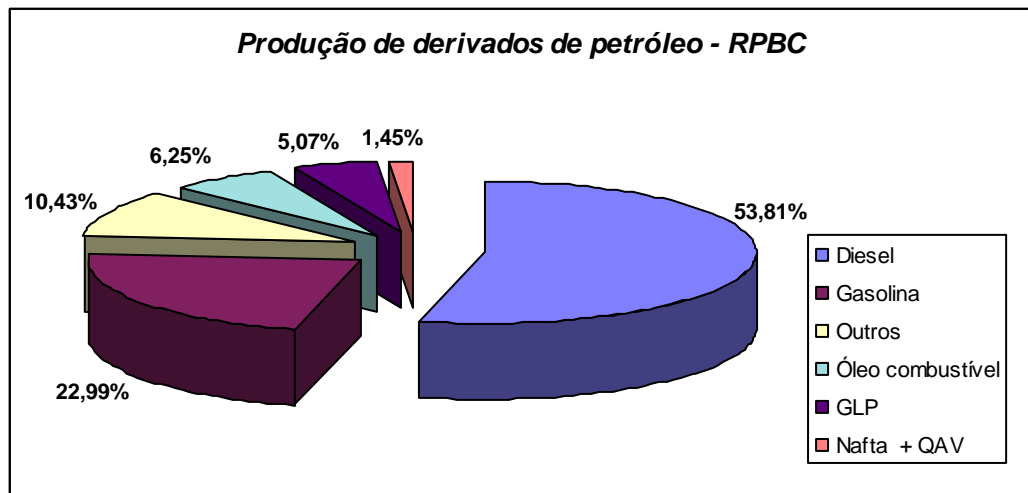


Figura C. 9: Participação da RPBC na produção nacional de derivados

- Alto rendimento em cortes médios (gasolina e diesel) ratifica a alta complexidade da refinaria.

#### **REPAR – Refinaria Presidente Getúlio Vargas**

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo, desasfaltação a propano, craqueamento catalítico e recuperação de enxofre.
- Volume do petróleo processado: 10,52% do total processado.
- Tem seu foco de produção em diesel e apresenta uma produção importante de gasolina.
- Capacidade nominal de processamento ( $m^3/d$ ): 35000
- Petróleo processado: 62% nacional e 38% importado
- Principais derivados produzidos:

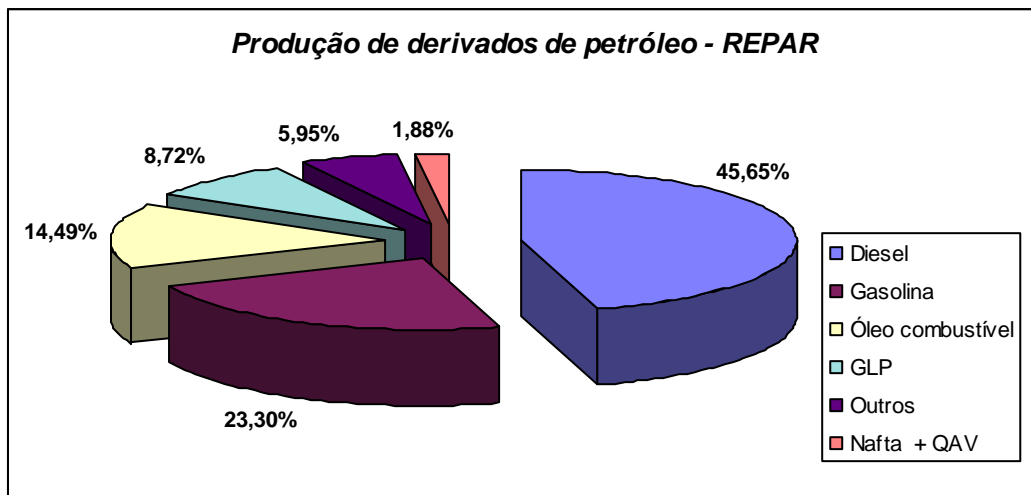


Figura C. 10: Participação da REPAR na produção nacional de derivados

### REFAP – Refinaria Alberto Pasqualini

- Esquema de refino: destilação atmosférica e a vácuo, craqueamento catalítico e recuperação de enxofre.
- Volume do petróleo processado: 8,28% do total processado
- Capacidade nominal de processamento (m<sup>3</sup>/d): 30000
- Petróleo processado: 39% nacional e 61% importado
- Principais derivados produzidos:

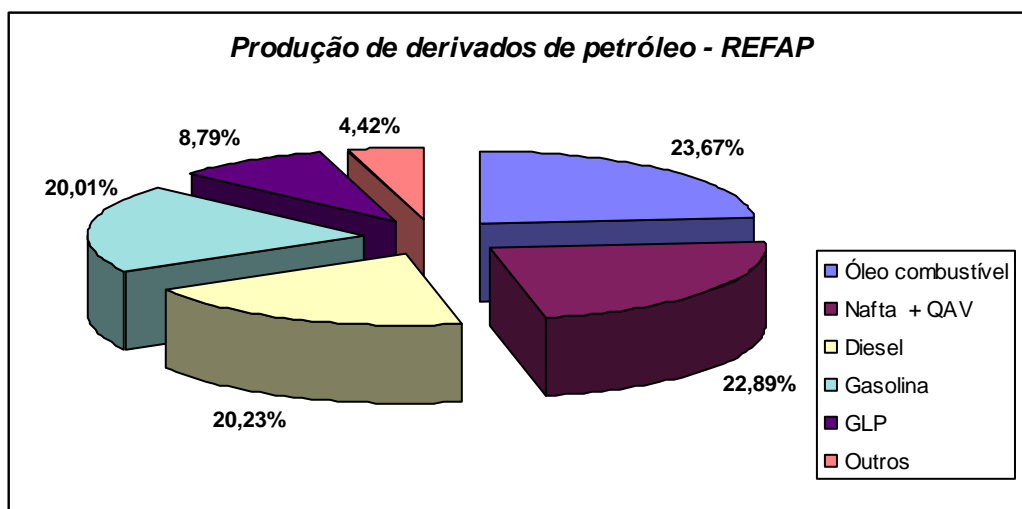


Figura C. 11: Participação da REFAP na produção nacional de derivados

