



Universidade do Estado do Rio de Janeiro
Centro de Tecnologia e Ciências
Instituto de Química

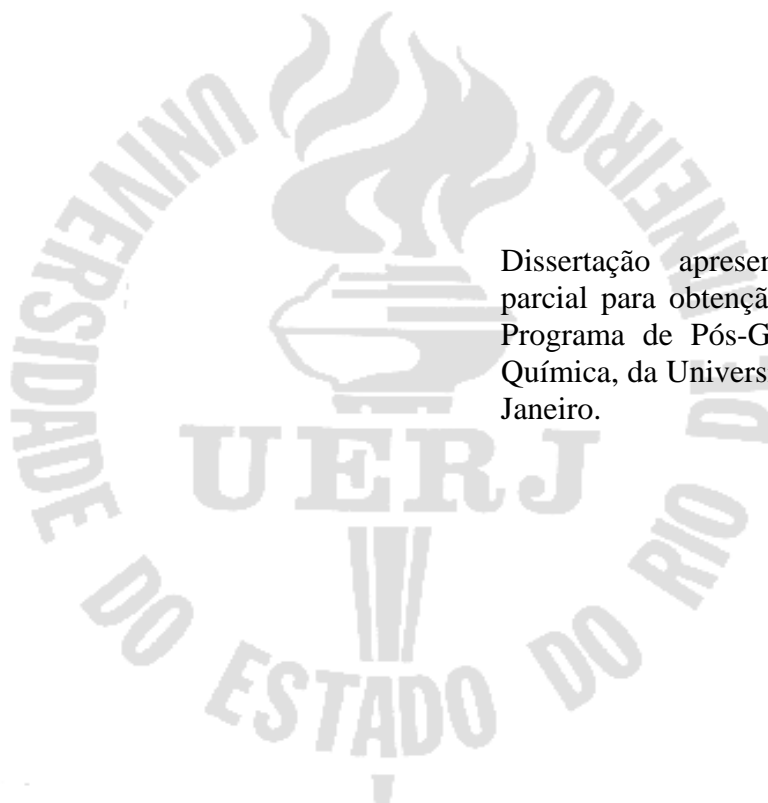
Juarez Barbosa Perissé

Evolução do refino de petróleo no Brasil

Rio de Janeiro
2007

Juarez Barbosa Perissé

Evolução do refino de petróleo no Brasil



Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro.

Orientadores: Prof. Dr. Márcio Luís Lyra Paredes
Prof. Dr. Marco Antonio Farah

Rio de Janeiro
2007

CATALOGAÇÃO NA FONTE
UERJ/REDE SIRIUS/CTC/Q

P446 Perissé, Juarez Barbosa
Evolução do refino de petróleo no Brasil. / Juarez Barbosa
Perissé. – 2007.
159 f

Orientador : Márcio Luís Lyra Paredes.
Orientador: Marco Antonio Farah.
Dissertação (mestrado) – Universidade do Estado do Rio de
Janeiro, Instituto de Química.

1. Petróleo - Refinação – Teses. I. Paredes, Márcio Luís Lyra. II.
Farah, Marco Antonio. III. Universidade do Estado do Rio de Janeiro.
Instituto de Química. IV. Título.

CDU 665.6

Autorizo, apenas para fins acadêmicos e científicos, a reprodução total ou parcial desta
dissertação, desde que citada a fonte.

Assinatura

Data

Juarez Barbosa Perissé

Evolução do refino de petróleo no Brasil

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação do Instituto de Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro.

Aprovado em 17 de agosto de 2007

Banca Examinadora

Prof. Márcio Luís Lyra Paredes (Orientador)
Instituto de Química da UERJ

Prof. Marco Antonio Farah (Orientador)
Instituto de Química da UERJ

Prof^a. Fátima Maria Zanon Zotin
Instituto de Química da UERJ

Prof^a Maria Adelina Santos Araújo
CENPES / PETROBRÁS

Prof. Lincoln Fernando Lautenschlager Moro
PETROBRÁS

Rio de Janeiro
2007

“Sê humilde para evitar o orgulho, mas voa alto para alcançar a sabedoria”

Santo Agostinho

AGRADECIMENTOS

A Deus, Pai Magnânimo, pela oportunidade maravilhosa da reencarnação, de sucessivamente experimentar situações que permitem ao Espírito evoluir, adquirindo passo a passo, por seu próprio mérito, a capacidade de construir o Céu dentro de si.

A minha família, por ter permitido me dividir com mais uma tarefa, sem cobranças, apoiando a cada passo. A presença da Maísa, Talitha, Julianne e Pedro no cotidiano de minha vida me mostra repetidamente quanto sou amado por Deus.

Aos meus pais e irmão pela influência decisiva na minha formação.

Aos meus orientadores Márcio Paredes e Marco Antonio Farah pela presença amiga, pela solidariedade, pelas inúmeras sugestões que me auxiliaram na consolidação do trabalho.

À PETROBRAS, pelo apoio que nunca faltou. À REDUC, minha grande escola de aprendizado, que me permitiu aprender muito mais do que Engenharia de Processamento. Na refinaria, no convívio diário com tantas pessoas, aprendi que todos podemos nos ensinar uns aos outros, desde o mais humilde dos trabalhadores.

Menção especial ao incentivo para iniciar o Mestrado dado pelo meu amigo e atual gerente Maucir de Almeida.

A todos os meus amigos do Mestrado que contribuíram muito para que as tardes e, algumas manhãs, também, se tornassem mais agradáveis.

A todos os Professores do Programa de Mestrado em Engenharia Química pelas aulas que me permitiram recordar conceitos de anos atrás, além de me trazer muitos outros novos.

Aos inúmeros colegas da PETROBRAS pelas valiosas informações e sugestões que resultaram numa melhoria do presente trabalho, enriquecendo tanto o histórico quanto as proposições para o futuro do refino.

Enfim, à Vida...

RESUMO

PERISSÉ, Juarez Barbosa. *Evolução do refino de petróleo no Brasil*. 2007. 158 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro. 2007.

Este trabalho tem por objetivo apresentar a evolução da indústria do refino de petróleo no Brasil desde suas origens, sua evolução ao longo dos anos, explicitando as mudanças no perfil de produção, na matéria prima processada e na complexidade das nossas refinarias. Busca, também, apresentar os próximos passos para o refino de petróleo nacional, seus desafios face a produção de petróleos pesados e ácidos, bem como os impactos provocados pela necessidade de produção de derivados com especificações cada vez mais restritivas e com menor impacto ambiental. Optou-se pelo hidrorrefino como o primeiro grande passo para os próximos anos concluindo-se que unidades para o hidrotreatamento de correntes intermediárias ou mesmo produto final assumirão um papel fundamental nos futuros esquemas de refino. Outra vertente importante analisada foi a necessidade de aumento de conversão, ressaltando-se que o caminho hoje escolhido de implantação de Unidades de Coqueamento Retardado se esgota no início da próxima década abrindo caminho para a tecnologia de hidroconversão de resíduo. Com relação à qualidade da gasolina e do óleo diesel foi apresentada uma proposta de esquema de refino para permitir o atendimento de especificações mais rígidas.

Palavras-chave: Refino de petróleo. Petróleo. Indústrias de petróleo.

ABSTRACT

This thesis aims to present the oil refining industry in Brazil since its origin, its evolution along the years, showing the changes in the production profile, in the crude oils processed and in the complexity of our refineries. Tries, additionally, to present the next steps for the national oil refining industry, its challenges facing the acid and heavy crude oil production, besides the impacts coming from the necessity of producing derivatives with stricter specifications and reduced environmental impact. Hydro-refining is showed to be the option for the next years, once intermediary and final products hydro-treating will assume a fundamental role on future refining scheme. Another important issue analyzed was the increased conversion necessity, highlighting that the current solution adopted which is the delayed coking units reaches its deadline in the beginning of the next decade, opening the door for residuum hydro-conversion technology. Related to gasoline and diesel oil quality, a refining configuration proposal was presented in order to achieve tighter specifications.

Keywords: Oil refining. Oil. Oil refining industry.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	Refinarias Petrobrás	25
Figura 3.2	Linha do Tempo: Fase Inicial	27
Figura 3.3	Linha do Tempo: Gestão CNP	29
Figura 3.4	Refinarias em operação no Brasil e seu ano de entrada em operação	32
Figura 3.5	Linha do Tempo: Monopólio Estatal	33
Figura 3.6	Linha do Tempo: Abertura de Mercado	34
Figura 3.7	Presidente Getúlio Vargas em visita a RPBC	40
Figura 3.8	RPBC em 1956	41
Figura 3.9	Diagrama de Blocos do Esquema de Produção de Lubrificantes e Parafinas	47
Figura 3.10	Localização da região de Pucallpa – Peru	52
Figura 3.11	Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo e Unidade de Craqueamento Catalítico	54
Figura 3.12	Unidade de Hidrotratamento de Instáveis e Unidade de Coqueamento Retardado	56
Figura 3.13	Configuração atual da REPAR	58
Figura 3.14	Configuração atual da REVAP	60
Figura 3.15	ULUB – Unidade de Produção de Lubrificantes Naftênicos	62
Figura 4.1	Relação entre a Capacidade de Refino e o Mercado Total Brasil	65
Figura 4.2	Evolução da Capacidade de Refino Brasileira	66
Figura 4.3	Exportação de Óleo Combustível	71
Figura 4.4	°API médio do Petróleo Processado no Brasil	72
Figura 4.5	Percentual do Petróleo Nacional Processado no Brasil	73
Figura 4.6	Spread para Petróleos Nacionais (US\$/bbl com Brent a 60 US\$/bbl)	77
Figura 4.7	Produtos de Petróleo	79
Figura 4.8	Consumo de gasolina e emissões de SO _x no Brasil	83
Figura 4.9	Índice de Complexidade em janeiro de 2006 do refino em alguns países	87
Figura 4.10	Evolução do Índice de Complexidade	89
Figura 4.11	Evolução da CED em mil b/d	90
Figura 4.12	Evolução da CONV	91
Figura 4.13	Evolução da HDR no Brasil	92

Figura 5.1	Projeção da Participação das Fontes de Energia Primária no Mundo em 2030	95
Figura 5.2	Projeção da Participação das Fontes de Energia Primária no Mundo em 2030	95
Figura 5.3	Consumo Energético Brasileiro em 2005	96
Figura 5.4	Comparação Acidez Naftênica em mg KOH/g do destilado	100
Figura 5.5	Rotas Alternativas para Redução da Acidez de Petróleos	100
Figura 5.6	Projeção da Produção de Petróleo no Brasil	102
Figura 5.7	Evolução do mercado brasileiro	105
Figura 5.8	Sistema de Biofiltragem	108
Figura 5.9	Evolução da Capacidade total das Unidades de Conversão em relação a Capacidade de Destilação e Redução do °API do petróleo processado	112
Figura 5.10	volução da Capacidade total de Unidades de Coqueamento Retardado em relação a capacidade de destilação	113
Figura 5.11	Alternativas Tecnológicas de Hidrocraqueamento	114
Figura 5.12	Correntes utilizadas para a produção de gasolina em possível configuração	115
Figura 5.13	Evolução da capacidade de hidrorrefino em relação à capacidade de destilação, do parque de refino nacional.	117
Figura 5.14	Implementação de unidades de hidroconversão (HCC) no parque de refino nacional.	117
Figura 5.15	Diagrama de Blocos da Refinaria do Nordeste	118
Figura 5.16	Esquema de Refino para atender cenário 2020	119
Figura 5.17	Produção de uma Refinaria Premium	120
Apêndice		
Figura 1	Diagrama de Blocos de uma Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo	127
Figura 2	Unidade de Destilação Atmosférica da REMAN (U-2111)	128
Figura 3	Diagrama Esquemático de Unidade de Destilação a Vácuo	129
Figura 4	Unidade de Desasfaltação a Solvente REDUC (U-1790)	130
Figura 5	Diagrama Esquemático de Unidade de Desasfaltação	131
Figura 6	Diagrama Esquemático de Unidade de Desaromatização a Furfural	132
Figura 7	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Desoleificação	134
Figura 8	Unidade de Craqueamento Catalítico REPAR	135
Figura 9	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Craqueamento Catalítico	137

Figura 10	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Coqueamento Retardado	138
Figura 11	Unidade de Coqueamento Retardado REGAP	139
Figura 12	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Reforma Catalítica	140
Figura 13	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Craqueamento Térmico	142
Figura 14	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Viscorredução	143
Figura 15	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Hidrocraqueamento	144
Figura 16	Unidade de Hidrotratamento de Instáveis RPBC	146
Figura 17	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Hidrotratamento	148
Figura 18	Diagrama Esquemático de uma Unidade Bender	149
Figura 19	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Tratamento Cáustico	150
Figura 20	Diagrama Esquemático de uma Unidade de Tratamento DEA	152
Figura 21	Esquema de Refino da RECAP	155
Figura 22	Esquema de Refino da RPBC	155

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Situação do Parque de Refino Brasileiro em 1965	30
Tabela 3.2	Atendimento ao Mercado (jan-set/1964)	31
Tabela 3.3	Situação do Parque de Refino Brasileiro em 1954	40
Tabela 3.4	Capacidade de Produção Inicial da RPBC	41
Tabela 3.5	Qualidade do Petróleo	42
Tabela 3.6	Percentual de Refino 1955-1965	42
Tabela 3.7	Configuração inicial da Refinaria Duque de Caxias	44
Tabela 3.8	Unidades que compõem os Conjuntos de Lubrificantes e Parafinas	45
Tabela 3.9	Novas Unidades da REDUC após 1990	47
Tabela 3.10	Futuras Unidades da REDUC	47
Tabela 3.11	Configuração inicial da REGAP e da REFAP	48
Tabela 3.12	Evolução da REGAP 1982-1983	49
Tabela 3.13	Projeto de Modernização da REFAP: 2002-2006	49
Tabela 3.14	Outorgas concedidas pelo CNP para construção de refinarias	50
Tabela 3.15	Refinaria de Manaus (atual REMAN)	52
Tabela 3.16	Refinaria União (atual RECAP)	53
Tabela 3.17	Configuração inicial da REPLAN	54
Tabela 3.18	Configuração da REPLAN 1974-1981	55
Tabela 3.19	Configuração da REPLAN 1981-1992	55
Tabela 3.20	Configuração atual da REPLAN	56
Tabela 3.21	Novos Projetos da REPLAN	57
Tabela 3.22	Configuração inicial da REPAR	58
Tabela 3.23	Configuração atual da REPAR	59
Tabela 3.24	Configuração inicial da REVAP	59
Tabela 3.25	Capacidade atual em m ³ /d da Refinaria de Manguinhos e Ipiranga	61
Tabela 4.1	Capacidade de Refino em janeiro de 2006	67
Tabela 4.2	Maiores refinarias do mundo em capacidade de processamento	68
Tabela 4.3	API Médio da Base de Projeto das Unidades de Destilação e °API Médio em 2005	69

Tabela 4.4	Petróleos Processados no BRASIL	70
Tabela 4.5	Características dos Petróleos de Referência	74
Tabela 4.6	Propriedade de Petróleos Nacionais	76
Tabela 4.7	Teor de Nitrogênio de Petróleos Nacionais e os de Referência	78
Tabela 4.8	Evolução da especificação do óleo diesel em termos de teor de enxofre máximo (% massa/massa), densidade e índice de cetano de 1955 a 1989, de acordo com as resoluções do Conselho Nacional do Petróleo-CNP	80
Tabela 4.9	Evolução da especificação do óleo diesel metropolitano de acordo com as resoluções do Departamento Nacional de Combustíveis e de acordo com a Agência Nacional de Petróleo	81
Tabela 4.10	Evolução da especificação do óleo diesel regular de acordo com as resoluções do Departamento Nacional de Combustíveis e de acordo com a Agência Nacional de Petróleo	81
Tabela 4.11	Comparação do Número de Cetano	82
Tabela 4.12	Evolução da especificação da gasolina C, em termos de teor de enxofre (% m/m) de acordo com as resoluções do Conselho Nacional do Petróleo e Agência Nacional de Petróleo	82
Tabela 4.13	Evolução da especificação da gasolina C, em termos de teor de benzeno, aromáticos e olefinas (% v/v) de acordo com as resoluções da Agência Nacional de Petróleo	83
Tabela 4.14	Fatores de Complexidade	85
Tabela 4.15	Cálculo do Índice de Complexidade	86
Tabela 4.16	Relação Capacidade de Hidrorrefino (HDR) e Capacidade de Conversão (CONV)	88
Tabela 5.1	Evolução dos Esquemas de Refino para 2020	94
Tabela 5.2	Evolução dos Esquemas de Refino até 2020	97
Tabela 5.3	Acidez Naftênica expressa em mg KOH/g	98
Tabela 5.4	API de Novas Descobertas	101
Tabela 5.5	Premissas de petróleo para planejamento do parque de refino brasileiro	103
Tabela 5.6	Proposta de evolução da especificação do óleo diesel no Brasil	104
Tabela 5.7	Proposta de evolução da especificação do óleo diesel no Brasil	104
Tabela 5.8	Proposta de evolução da especificação da gasolina no Brasil	105
Tabela 5.9	Premissas de mercado para planejamento do parque de refino brasileiro	106
Tabela 5.10	Rendimentos do Petróleo Golfinho na Destilação Atmosférica	109
Tabela 5.11	Rendimentos do RAT Golfinho no Craqueamento Catalítico	110
Tabela 5.12	Consumo de Hidrogênio Estimado	110

Tabela 5.13	Qualidade das Correntes no “Pool” de Óleo Diesel	114
Tabela 5.14	Evolução do Índice de Complexidade	115
Tabela 5.15	Qualidade das Correntes no “Pool” de Gasolina	116
Tabela 5.16	Indicadores de Complexidade	119
Tabela 6.1	Características das futuras configurações das refinarias	122
Apêndice		
Tabela 1	Condições operacionais típicas HCC e MHC	145
Tabela 2	Capacidade de Geração de Hidrogênio em operação	154

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

°API	escala idealizada pelo American Petroleum Institute - API, juntamente com a National Bureau of Standards, utilizada para medir a densidade relativa de líquidos.
ASFOR	Fábrica de Asfaltos de Fortaleza, localizada no município de Fortaleza no estado do Ceará – atual LUBNOR
BUNKER	também conhecido como marine fuel, é um óleo combustível para navios em geral, podendo ser, em alguns casos, misturado ao óleo diesel em proporções variadas
CONDENSADO	frações líquidas do gás natural obtidas no processo de separação normal de campo, mantidas na fase líquida nas condições de pressão e temperatura de separação.
FCC	Fluid Catalytic Cracking (Craqueamento Catalítico)
GASOLINA A	gasolina sem a adição de álcool etílico.
GASOLINA C	gasolina constituída de uma mistura de gasolina A e álcool etílico anidro combustível.
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo: mistura de hidrocarbonetos líquidos obtidos do gás natural através do processamento de gás natural nas UPGNs, ou em processo convencional nas refinarias de petróleo. Conhecido como gás de cozinha, composto de propano e butano.
LCO	Óleo Leve de Reciclo: corrente produzida no FCC (craqueador catalítico em leito fluidizado), podendo ser utilizada na diluição de óleo combustível, para diminuir sua viscosidade, ou como óleo diesel, após hidrotreatamento.
LUBNOR	Fábrica de Lubrificantes do Nordeste, localizada no município de Fortaleza no estado do Ceará – antiga ASFOR
MHC	Mild Hydrocracking (Hidrocraqueamento Moderado)
MTBE	É um éter adicionado à gasolina para aumentar a octanagem, tal como o álcool etílico. O éter metil-terc-butílico é conhecido pela sigla em inglês MTBE. Esta adição não é permitida no Brasil.
RAT	Resíduo Atmosférico

RECAP	Refinaria de Capuava, localizada no município de Capuava no estado de São Paulo – antiga Refinaria União
REDUC	Refinaria Duque de Caxias, localizada no município de Duque de Caxias no estado do Rio de Janeiro
REFAP	Refinaria Alberto Pasqualini, localizada no município de Canoas no estado do Rio Grande do Sul
REGAP	Refinaria Gabriel Passos, localizada no município de Betim no estado de Minas Gerais
REMAN	Refinaria Isaac Sabbá, localizada no município de Manaus no estado do Amazonas
REPAR	Refinaria Araucária, localizada no município de São José dos Pinhais no estado do Paraná
REPLAN	Refinaria do Planalto, localizada no município de Paulínia no estado de São Paulo
REVAP	Refinaria do Vale do Paraíba, localizada no município de São José dos Campos no estado de São Paulo
RLAM	Refinaria Landulpho Alves - Mataripe, localizada no município de Mataripe no estado da Bahia
RPBC	Refinaria Presidente Bernardes - Cubatão, localizada no município de Cubatão no estado de São Paulo
RV	Resíduo de Vácuo
SIX	Unidade de Industrialização de Xisto, localizada no município de São Mateus no estado do Paraná

SUMÁRIO

	INTRODUÇÃO	19
	Objetivo do trabalho	20
1	METODOLOGIA	22
2	HISTÓRIA DO REFINO NO BRASIL	25
2.1	Fases da indústria do refino no Brasil	25
2.1.1	<u>Fase inicial da indústria do refino no Brasil</u>	26
2.1.2	<u>Gestão do CNP</u>	27
2.1.3	<u>Monopólio da Petrobrás</u>	27
2.1.4	<u>Abertura do mercado</u>	29
2.2	História das refinarias no Brasil	33
2.2.1	<u>A Refinaria Nacional de Petróleo: a RLAM</u>	34
2.2.2	<u>A Primeira Refinaria de Porte: a RPBC</u>	37
2.2.3	<u>A Primeira Refinaria construída pela Petrobras: a REDUC</u>	43
2.2.4	<u>Os projetos da década de 60: REGAP e REFAP</u>	48
2.2.5	<u>As Aquisições da RECAP e da REMAN</u>	50
2.2.6	<u>A gigante REPLAN</u>	53
2.2.7	<u>As mais recentes: REPAR e REVAP</u>	57
2.2.8	<u>As particulares: Ipiranga e Manguinhos</u>	60
2.2.9	<u>A especial: LUBNOR</u>	61
2.3	Conclusão	62
3	INDICADORES DE EVOLUÇÃO DO REFINO BRASILEIRO	64
3.1	Capacidade de refino	64
3.2	Petróleos processados	69
3.2.1	<u>Preço para os petróleos</u>	73
3.3	Especificação dos derivados	78
3.4	Complexidade	84
3.5	Reflexão	92
4	REFINO FUTURO	94
4.1	Bases para definição do refino futuro	96

4.1.1	<u>Matéria prima</u>	97
4.1.1.1	Acidez naftênica	98
4.1.1.2	Baixo Grau API	101
4.1.1.3	Teor de nitrogênio	102
4.1.1.4	Premissas de qualidade de petróleo a serem adotadas	103
4.1.2	<u>Mercado</u>	103
4.1.2.1	Premissas de mercado a serem adotadas	105
4.1.3	<u>O impacto ambiental</u>	106
4.2	Metodologia utilizada	108
4.2.1	<u>Exemplo da Aplicação da Metodologia</u>	109
4.2.2	<u>Adequação do perfil de produção</u>	111
4.2.3	<u>Produção futura de gasolina</u>	114
4.2.4	<u>Produção futura de óleo diesel</u>	116
4.2.5	<u>Refinarias do nordeste e premium</u>	118
5	CONCLUSÕES	121
	RECOMENDAÇÕES	124
	REFERÊNCIAS	125
	APÊNDICE I: Processos de Refino	157

INTRODUÇÃO

Desde a descoberta do petróleo nos Estados Unidos, em escala comercial, na segunda metade do século XIX, o consumo de seus derivados tem crescido continuamente. O petróleo e seus derivados tornaram-se indispensáveis para o desenvolvimento econômico do planeta, servindo não apenas como fonte de energia, mas também como insumo para uma série de indústrias. Os derivados produzidos apresentavam baixo preço, abrindo uma perspectiva de crescimento econômico nunca experimentado, que se traduziu na necessidade de construção de diversas refinarias, inicialmente, nos Estados Unidos. Neste contexto, dezenas de pequenas refinarias foram entrando em operação a cada ano. No ano de 1899, a participação dos derivados de petróleo na matriz energética americana era de 4,5%, enquanto o carvão atingia 89,1%. Cinquenta anos depois, o petróleo já havia superado o carvão (BUONFIGLIO, 1992).

Este processo se estendeu a vários países alterando, irreversivelmente, a face do planeta, os hábitos das sociedades, enfim, abrindo um novo ciclo em nossa história. Acabou, desta forma, o reinado do carvão como fonte de energia, um reinado que durou quase trezentos anos, e que impulsionou a Revolução Industrial, criando condições de mover o mundo de forma mais rápida, tanto no que tange a movimentação de pessoas e produtos, como acelerando as descobertas e aplicações da tecnologia. Os derivados de petróleo ocuparam este papel com inegáveis vantagens, embora ainda trazendo questões relacionadas aos impactos ambientais, menores que o do carvão, mas ainda extremamente significativos. Sua era, embora dê sinais de esgotamento, ainda está longe de acabar. São inúmeras as discussões entre aqueles que consideram que já se atingiu o pico de produção de petróleo (RIFKIN, 2003) e aqueles que acenam com petróleos alternativos como os ultra-pesados do Canadá e da Venezuela, petróleos produzidos em condições inóspitas do Alasca e Sibéria ou a partir de poços marítimos com lâminas de água muito elevadas ou até mesmo abaixo da camada de sal (PETROBRAS, 2007a). Independentemente, porém, das diferentes previsões, teremos petróleos sendo processados em nossas refinarias por muito tempo ainda.

Um argumento que comprova a afirmação acima é a disposição mundial de investimento em novas refinarias já que o tempo de retorno para estes empreendimentos é elevado, ultrapassando uma década. Depois de anos sem novas unidades de refino de porte significativo, dezenas de empreendimentos no mundo ratificam esse crescente interesse em se investir neste

segmento. A capacidade de refino mundial tem sido utilizada no seu limite, o que explica a elevação das margens de refino e o interesse em investimentos para o aumento de capacidade. Países como Índia e China, com elevadas taxas de crescimento apresentam projetos ambiciosos de elevação do refino de petróleo com a instalação de refinarias com capacidades de processamento e complexidades elevadas. Outros países produtores de petróleo também anunciam novas refinarias com o objetivo de exportar derivados, capturando assim a margem de refino, com a venda de produtos acabados. Mesmo países da União Européia e os Estados Unidos, que apresentam severas restrições ambientais para a instalação de uma nova refinaria, já vêm sinalizando com propostas de empreendimentos significativos.

No caso brasileiro a tendência é semelhante e a PETROBRAS já anunciou para o início da próxima década a entrada em operação de três novas refinarias. Uma delas estará voltada para a produção de insumos petroquímicos utilizando petróleo Marlim com °API 19,9, em parceria com a iniciativa privada; outra para a produção de derivados, notadamente óleo diesel, em parceria com a PDVSA, processando uma mistura do petróleo Marlim °API 16,1 com um petróleo melhorado venezuelano de °API semelhante, a ser instalada em Pernambuco; e a última voltada para a produção de óleo diesel e gasolina premium para exportação. Esta refinaria é interessante porque viabiliza a exportação dos derivados e não do petróleo bruto.

Objetivo do trabalho

Este trabalho tem como objetivo avaliar a evolução da indústria de refino de petróleo no Brasil desde o seu início, mostrar sua situação atual e apresentar propostas para seu desenvolvimento diante de um cenário cada vez mais exigente no que tange a questões ambientais, qualidade de produtos, e eficiência dos processos. As refinarias, em função do necessário aumento de complexidade para viabilizar o processamento de petróleos mais pesados, produzindo derivados de maior valor agregado com qualidade compatível com mercados mais restritivos, estarão demandando mais energia. Esta necessidade deverá ser contrabalançada por configuração mais eficiente, reduzindo a demanda energética específica dos processos, e, por consequência, as emissões.

Estamos vivendo um desafio que resultará na entrada em operação, nos próximos dez anos, de diversas unidades de hidrotreatmento e conversão, o que resultará na necessidade de unidades de geração de hidrogênio, plantas de tratamento de águas residuais, além de unidades

para tratamento dos gases e recuperação de enxofre. Este impacto será apresentado comparando-se sua magnitude com o desenvolvimento histórico de nosso parque de refino.

1 Metodologia

Este trabalho foi preparado a partir de uma ampla revisão bibliográfica do tema em questão, em entrevistas pessoais com engenheiros e técnicos de diversas refinarias e da Sede da PETROBRAS, busca em páginas da Internet, notadamente as da PETROBRAS, Ministério das Minas e Energia e Agência Nacional do Petróleo. A extensa bibliografia interna da PETROBRAS foi consultada tomando-se os devidos cuidados com relação à divulgação de informações estratégicas.

Um ponto importante para a elaboração deste trabalho foi a própria experiência do autor na condução de estudos voltados para as modificações no parque de refino da PETROBRAS face ao atendimento das novas especificações de derivados, processamento de petróleo nacional pesado e adequação do perfil de produção às demandas do mercado brasileiro.

É importante ressaltar que as projeções apresentadas no trabalho refletem a experiência e visão do próprio autor, existindo diferentes visões relacionadas com as possíveis opções para o futuro. O Planejamento do Refino apresenta uma série de incertezas que exigem uma constante avaliação das premissas que compõem o cenário criado e que resulta na escolha das unidades de processo, suas capacidades, épocas de implantação e severidade. Os estudos de viabilidade técnico-econômicos utilizados na avaliação destes empreendimentos são ferramentas extremamente valiosas já que os valores dos investimentos em questão ficam na casa de bilhão de dólares. Torna-se fundamental aprofundar as discussões acerca deste importante tema, cada vez mais significativo com a conquista da auto-suficiência na produção de petróleo. Este marco vai trazer para a PETROBRAS e para a própria sociedade nos próximos anos a discussão entre exportar petróleo ou implantar refinarias para viabilizar o processamento do nosso petróleo, exportando-se os derivados produzidos.

Visando apresentar uma revisão e apresentação didática de conceitos importante ao refino de petróleo, no Apêndice I são apresentados quatro grandes grupos de processos: Físicos, Químicos, de Tratamento e Auxiliares. No primeiro grupo são apresentados os processos que têm como objetivo separar as frações do petróleo sem promover quaisquer modificações nas estruturas químicas dos compostos presentes. Aquelas referentes aos processos químicos são as que promovem alteração nas características químicas das frações processadas, buscando a produção das que apresentam maior valor agregado. Diferente dos processos físicos, estes processos utilizam reações de quebra das cadeias de hidrocarbonetos, além de reagrupamento ou

reestruturação molecular. O terceiro grupo se refere às Unidades utilizadas para enquadrar os derivados nas especificações exigidas. Com esses processos se consegue promover um rearranjo das moléculas e/ou a remoção dos compostos de enxofre, nitrogênio e outros que causam instabilidade química, corrosão e danos ao Meio Ambiente. O último grupo trata das Unidades Auxiliares como, por exemplo, as Unidades de Recuperação de Enxofre.

No capítulo 3 busca-se apresentar a história do refino de petróleo no Brasil, história essa que se confunde com a da PETROBRAS em muitos momentos. Optou-se pela divisão em quatro grandes períodos: fase inicial, gestão do Conselho Nacional de Petróleo (CNP), monopólio PETROBRAS e abertura do mercado. Dentro destes períodos se apresentará a história das primeiras destilarias que operavam em batelada, e seu importante papel como desbravadoras, ou seja, um pouco desta epopéia que foi trazer o petróleo Ganso Azul do Peru para uma destilaria em Uruguaiana no Rio Grande do Sul. Outros importantes marcos que serão abordados dizem respeito a:

- primeira refinaria construída pelo Conselho Nacional de Petróleo (CNP): a atual RLAM;
- primeira refinaria de grande porte construída em Cubatão, a atual RPBC, as discussões sobre sua localização e configuração, além da sua entrada em operação pela recém-criada PETROBRAS;
- primeira refinaria construída pela Petrobras: a REDUC;
- os projetos da década de 60: REGAP e REFAP;
- a aquisição das atuais RECAP e REMAN;
- a construção da gigante REPLAN, a Refinaria do Planalto;
- as mais recentes: REPAR e REVAP;
- as particulares: Ipiranga e Manguinhos;
- a LUBNOR, responsável pela produção de lubrificantes naftênicos.

No capítulo 4 são apresentados conceitos tais como o índice de complexidade de Nelson, capacidade de conversão e hidrorrefino e analisadas diversas questões relacionadas à evolução do refino de petróleo no Brasil. É mostrada uma série histórica com o aumento expressivo da capacidade de refino e da complexidade do Parque ao longo dos anos. Um destaque é devotado à análise da qualidade dos petróleos que foram processados até o crescimento da produção interna e como ela interferiu na adaptação de nossas refinarias, além das questões referentes às especificações dos derivados.

No capítulo 5 são apresentadas as bases para a definição do Refino futuro, contemplando os desafios a serem vencidos no que tange ao processamento do Petróleo Nacional, ao atendimento da demanda e qualidade dos derivados e ao impacto Ambiental nos próximos anos. Nesse capítulo cada uma destas questões será avaliada no que se refere às iniciativas em andamento e apresentadas as projeções do autor para a solução dos desafios a serem superados.

Por fim, são apresentadas as conclusões e recomendações do trabalho, sendo sugerido o desenvolvimento de um modelo detalhado da configuração de refino brasileiro e do impacto do hidrorrefino na futura configuração das refinarias.

2 HISTÓRIA DO REFINO NO BRASIL

A história da Indústria do Refino do Brasil é extremamente rica, repleta de ações corajosas de pessoas que acreditavam na importância estratégica do refino de petróleo em nosso país. Muito se avançou desde os pioneiros que atuaram para a implantação das primeiras destilarias que processavam o petróleo em bateladas, e que iam buscar a matéria prima em pontos distantes, primeiramente no Peru, através de balsas, trens e os mais diversos meios de transporte.

2.1 Fases da indústria do refino no Brasil

A esta fase inicial do refino no Brasil se seguiram as seguintes: gestão Conselho Nacional de Petróleo (CNP), monopólio Petrobras e abertura do refino. Analisar esta história e acompanhar os principais passos deste desenvolvimento leva a um melhor entendimento da situação atual do nosso parque, suas deficiências e forças.

Ao longo deste texto, poderemos verificar o papel fundamental da Petrobras no desenvolvimento do parque de refino nacional, tanto no que se refere à implantação de novas refinarias, como na aquisição de refinarias existentes e na sua modernização. Atualmente, a Petrobras dispõe de onze refinarias, conforme se observa na Figura 3.1.



Figura 3.1 - Refinarias Petrobras (PETROBRAS, 2006c)

2.1.1 Fase inicial da indústria do refino no Brasil

As três primeiras décadas no século 20 não apresentaram nenhum investimento no refino de petróleo no Brasil. Todos os derivados de petróleo eram importados, atingindo-se consumos médios de 10 mbl/d (1 590 m³/d) na década de 20, e 20 mbl/d (3 180 m³/d) na década seguinte (MINADEO, 2002).

O primeiro período (Fase Inicial), Figura 3.2, teve como fato marcante a entrada em operação de algumas “destilarias” de pequena capacidade no Rio Grande do Sul e em São Paulo na década de 30. Eram unidades extremamente simples que operavam em batelada (processo descontínuo). A primeira delas foi construída em 1932 em Uruguaiana, Rio Grande do Sul, a partir de material usado adquirido da Argentina, de onde as instalações foram desmontadas, para reutilização no Brasil. A Destilaria Sul-Riograndense tinha a capacidade de 150 bl/d (24 m³/d) (ODDONE, 1965), e processava petróleo peruano, transportado por via marítima até Buenos Aires, sendo transferida de trem até Los Libres e de barçaça até a “destilaria”.

Em 1935, a Argentina proibiu o tráfego de petróleo pelo país, a Sul-Riograndense ficou parada até o ano seguinte, quando a Refinaria Ipiranga colocou em operação uma unidade de 1 mbl/d (159 m³/d) que também operava em batelada na cidade do Rio Grande, e criou uma logística de suprimento de petróleo compatível com estas duas unidades. Também em 1936 entrou em operação a refinaria Matarazzo em São Caetano do Sul, São Paulo, com capacidade de processamento em batelada de 500 bl/d (80 m³/d). Esta destilaria era de propriedade do Grupo Matarazzo e tinha como objetivo atender basicamente as necessidades de derivados de petróleo deste grupo. Tanto esta unidade quanto a de Uruguaiana foram adquiridas pela Petrobras em 1974, sendo desativadas em função da obsolescência do seu processo de destilação. O processamento contínuo de petróleo mostrou-se muito mais rentável, fazendo com que os processos de destilação em batelada passassem, apenas, a fazer parte da história do refino no Brasil. A Refinaria Ipiranga em 1948 passou por um processo de modernização, viabilizando assim, a partir de processos contínuos, o aumento do processamento de petróleo para 6 mbl/d (954 m³/d). O esquema de refino incluía uma unidade de craqueamento térmico que não operou adequadamente e foi adaptada para o processamento de petróleo, elevando a capacidade de refino da Ipiranga para 9,5 mbl/d (1 510 m³/d) (MARTINS, 1977).

Na Bahia duas pequenas unidades operando em batelada, uma localizada em Aratu e a outra em Candeias produziam pequena quantidade de gasolina, óleo diesel e querosene de

iluminação a partir de petróleos locais (MATTOS, 2000), mas que se destinavam, basicamente, ao consumo necessário para a produção de petróleo na região.

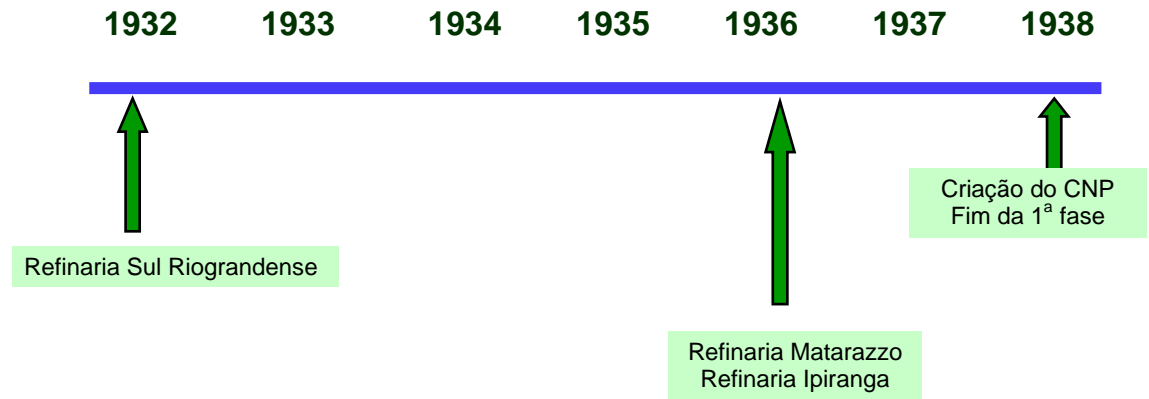


Figura 3.2 - Linha do Tempo: Fase Inicial

2.1.2 Gestão do CNP

A criação do CNP pelo Decreto-Lei n° 395, de 29 de abril de 1938, foi o primeiro passo para a organização do negócio petróleo no Brasil, iniciando a segunda fase, conforme Figura 3.3. No que tange ao refino, a legislação previa que as pequenas refinarias existentes seriam nacionalizadas (o que acabou não ocorrendo em função da pressão exercida pelos grupos privados), embora existissem condições para participação privada em novos empreendimentos por meio de concessões.

Na concepção original, o CNP funcionaria como um órgão colegiado, composto pelos ministros das três Forças Armadas, da Fazenda e do Trabalho, Indústria e Comércio, além de representantes de sindicatos da indústria e do comércio, sendo seu presidente nomeado pela Presidência da República. O primeiro presidente foi o general Horta Barbosa que esteve à frente do órgão no período de 1938 a 1943. Oficial nacionalista, sempre se posicionou firmemente para a construção da primeira refinaria estatal: a Refinaria Nacional de Petróleo.

Em 1943, enfraquecido, o General Horta Barbosa pediu demissão, sendo nomeado outro militar, o general João Carlos Barreto, que iniciou uma transição no sentido de se construir bases mais liberais para o desenvolvimento do refino de petróleo no país. Foram, então, publicados editais prevendo concessões para a instalação de refinarias privadas no Rio de Janeiro e em São Paulo. Como resultado da concorrência efetuada pelo CNP, foi dada a concessão em 1945 para o Grupo Drault Ernany para a construção de uma refinaria de 10 mbl/d (1 590 m³/d) no Rio de Janeiro (Refinaria de Manguinhos) e outra em 1946 com capacidade de 20 mbl/d (3 180 m³/d) para o Grupo Soares Sampaio (Refinaria União).

Ambas as refinarias, porém, só entraram em operação em 1954, ano da criação da Petrobras. Ou seja, nenhuma refinaria privada nova surgiu na fase de gestão do CNP. A nova refinaria foi a de Mataripe, criada por iniciativa governamental, com capacidade de 2,5 mbl/d (397 m³/d) que entrou em operação em 1950, como apresentado no item 3.2.1.

O CNP ainda deu uma concessão em 1952 ao Grupo Sabbá para a construção de uma refinaria de 5 mbl/d (795 m³/d) em Manaus. Este projeto contou com um financiamento do antigo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico (BNDE), atual BNDES.

Apesar desta fase ter produzido resultados incipientes para o refino no Brasil, é interessante ressaltar que aí foram formados profissionais brasileiros que tiveram um papel fundamental na formação técnica inicial da Petrobras. Nesta fase, também, temos o Plano SALTE (Saúde, Alimentação, Transporte e Energia) apresentado ao Congresso através de uma mensagem do presidente Eurico Gaspar Dutra em maio de 1948, e que veio a ser executado no período de 1949 a 1953. Este plano foi elaborado por técnicos brasileiros e americanos, e contou com financiamento dos Estados Unidos. No que tange ao refino, o plano SALTE previa a aquisição e montagem de uma refinaria para a produção diária de 45 mbl/d (7 155 m³/d), além da ampliação da capacidade da refinaria de Mataripe, e a aquisição de 15 petroleiros de 15.000 toneladas cada um, que viriam a constituir a Frota Nacional de Petroleiros (Fronape).

O Plano SALTE previa a construção da primeira refinaria nacional de grande porte para a época, o que provocou grandes polêmicas sobre a sua localização, culminando pela escolha de Cubatão, conforme abordado no item 3.2.2. Esta refinaria, porém, não entrou em operação sob a gestão do CNP já que com a criação da Petrobras em 1954, esta assumiu as obras viabilizando sua entrada em operação em 1955. A Figura 3.3 apresenta os principais fatos do período referente à gestão do CNP compreendido entre 1938 e 1954.

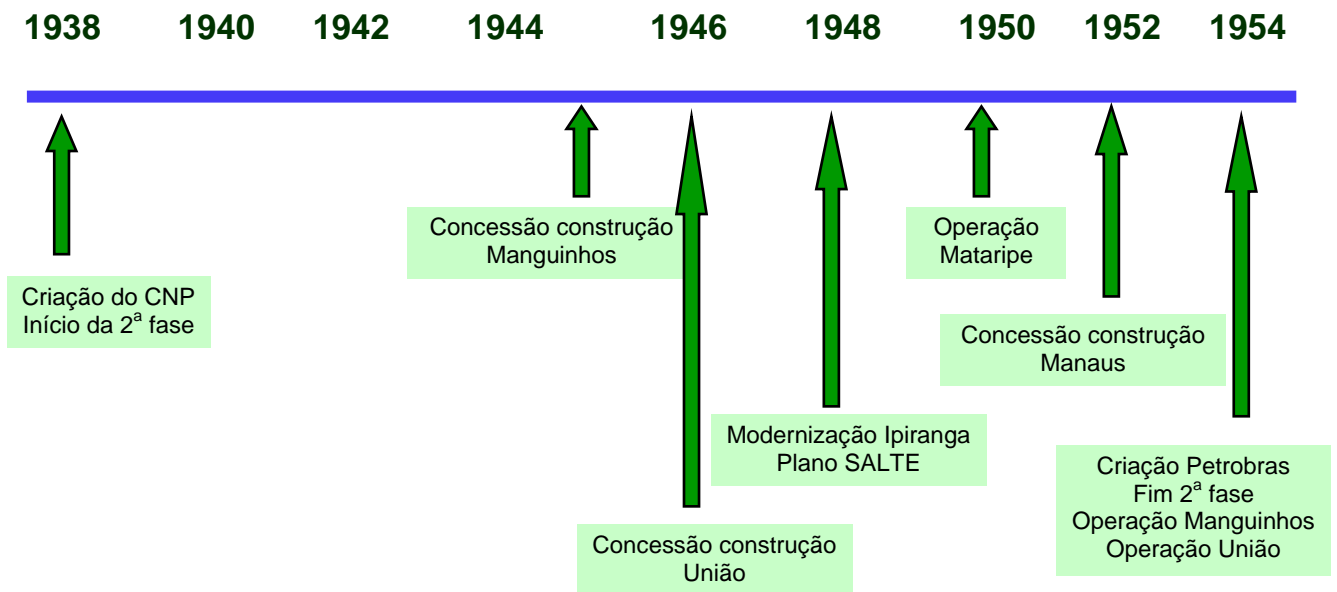


Figura 3.3 - Linha do Tempo: Gestão CNP

2.1.3 Monopólio da Petrobras

A terceira fase surgiu com a Lei 2.004. Esta lei foi sancionada em 3 de outubro de 1953, e estabelecia o monopólio da União Federal sobre as atividades integrantes da indústria do petróleo:

- Pesquisa e lavra de jazidas de petróleo e outros hidrocarbonetos fluidos e gases raros existentes no território nacional;
- Refinação do petróleo nacional ou estrangeiro;
- Transporte marítimo do petróleo bruto de origem nacional ou de derivados de petróleo produzidos no país;
- Transporte, por meio de dutos, de petróleo bruto e seus derivados, assim como de gases raros de qualquer origem.

Esta lei estabelecia, também, que a União poderia constituir a Petróleo Brasileiro S.A. - Petrobras, como empresa estatal de petróleo para execução deste monopólio. No dia 12 de março de 1954, durante a 82ª Sessão Extraordinária do CNP, nascia a Petrobras. Em 2 de abril de 1954, o Governo Federal aprovava a decisão com o Decreto nº 35.308.

Esta fase foi extremamente rica para o crescimento do refino de petróleo no país e apresentou como marco inicial a construção de uma refinaria com capacidade de 90 mbl/d (14

310 m³/d) em 1961, no Rio de Janeiro – a Refinaria Duque de Caxias, como abordado no item 3.2.3.

A Tabela 3.1 mostra a situação do Parque de Refino Brasileiro em 1965 (ODDONE, 1965).

Tabela 3.1 - Situação do Parque de Refino Brasileiro em 1965

Refinaria	Propriedade	Localização	Capacidade (m ³ /d)	
			Inicial	Atual – 1965
Landulpho Alves	PETROBRAS	Mataripe - BA	397	6 678
Presidente Bernardes	PETROBRAS	Cubatão - SP	7 155	17 490
Duque de Caxias	PETROBRAS	Duque de Caxias - RJ	14 310	18 444
Capuava	Particular	Capuava - SP	3 180	4 929
Manguinhos	Particular	Rio de Janeiro - RJ	1 590	1 590
Ipiranga	Particular	Rio Grande - RS	159	1 479
Manaus	Particular	Manaus - AM	795	795
Matarazzo	Particular	São Caetano - SP	80	159
Uruguaiana	Particular	Uruguaiana - RS	24	32

Do total de nove refinarias em operação no país, apenas três pertenciam à PETROBRAS, porém, como se pode observar, 82,5% da capacidade total de refino de 324,5 mbl/d (51 595 m³/d) estava sob o controle da Petrobras.

No ano de 1964, até novembro, a Petrobras refinou em média 256 mbl/d (40 704 m³/d), o equivalente a uma utilização de 95,5% da capacidade instalada, valor considerado bastante elevado. Outro ponto interessante, e que vale destacar, é o percentual de petróleo nacional processado: 30% de petróleo Baiano, 30% de petróleos de procedência russa e os demais 40% de outras procedências (Venezuela, Oriente Médio e Norte da África).

A Tabela 3.2 mostra o índice de atendimento ao mercado em 1964 (ODDONE, 1965) com a produção nacional, a partir de dados referentes ao período de janeiro a setembro daquele ano.

Tabela 3.2 - Atendimento ao Mercado (jan-set/1964)

Derivado	% consumo atendido
GLP	62,7
Gasolinas	93,4
Gasolina de Aviação	-
Solventes	100,0
Querosene	100,0
Combustível para jato	0,3
Óleo diesel	90,0
Lubrificantes	0,2
Óleo Combustível	95,7
Asfalto	93,8
Média Ponderada	87,7

Nessa década ainda, mais duas novas refinarias, uma em Betim - Minas Gerais (Refinaria Gabriel Passos) e outra em Canoas (Rio Grande do Sul), ambas com 45 mbl/d (7 155 m³/d), entraram em operação, em 1968 (tema abordado no item 3.2.4). A ASFOR (atual LUBNOR) entrou em operação em 1966 com o objetivo de produzir asfaltos para atendimento do mercado da região Nordeste.

No início da década de 70, a Petrobras adquiriu quatro das refinarias particulares (apenas Manguinhos e Ipiranga não foram adquiridas). A Destilaria Rio-Grandense e a Matarazzo foram desativadas tendo em vista a obsolescência das suas instalações. As outras duas, a antiga Refinaria União, atual Refinaria de Capuava, com capacidade de 20 mbl/d (3 180 m³/d) e a Refinaria de Manaus, atual Refinaria Isaac Sabbá, com 5 mbl/d (795 m³/d), foram modernizadas pela Petrobras e permanecem em operação, como abordado no item 3.2.5.

Esta década presenciou também a entrada em operação, em 1972, da Refinaria do Planalto em Paulínia – São Paulo, com capacidade inicial de 126 mbl/d (20 034 m³/d). Esta refinaria sofreu diversas modificações ao longo do tempo e hoje é a refinaria de maior capacidade de processamento de petróleo da Petrobras, Item 3.2.6. Em 1977 entrou em operação a Refinaria Presidente Getúlio Vargas em Araucária – PR, com capacidade de 125 mbl/d (19 875 m³/d) e em 1980, a Refinaria Henrique Lage em São José dos Campos – SP com 188 mbl/d (29 892 m³/d)

(ver Item 3.2.7), completando o grupo de refinarias brasileiras. A Figura 3.4 mostra a localização das refinarias brasileiras e o ano em que entraram em operação.

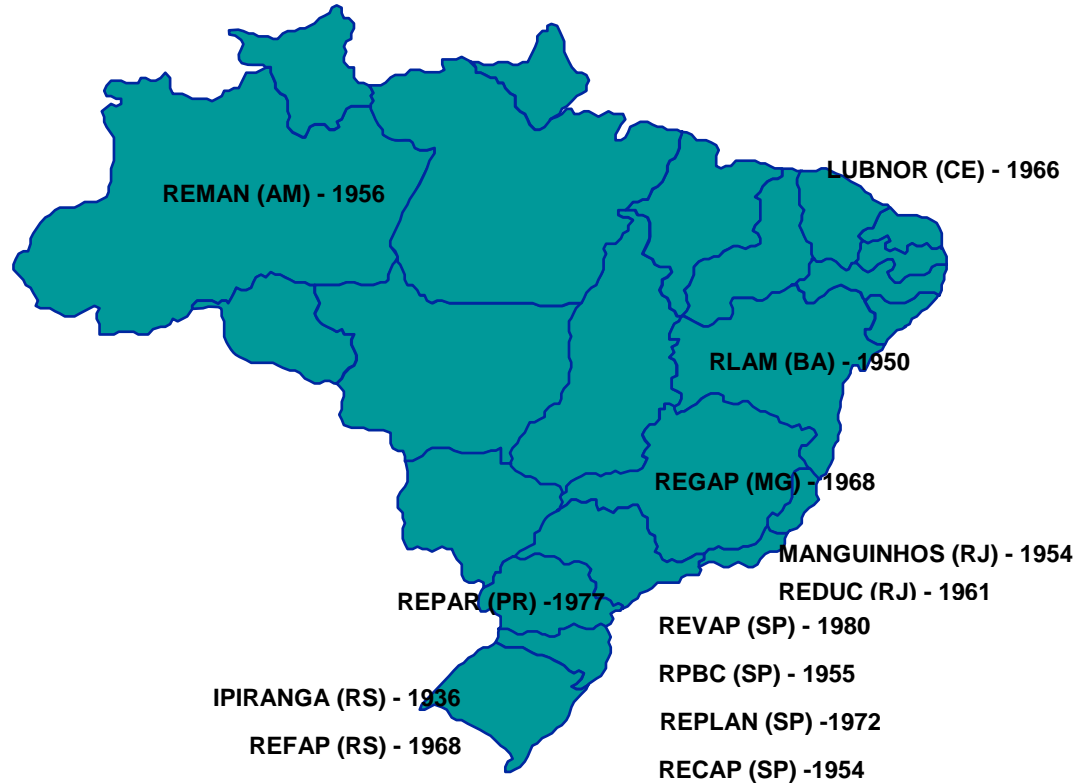


Figura 3.4 - Refinarias em operação no Brasil e seu ano de entrada em operação

A Figura 3.5 apresenta os principais fatos deste período quando o regime existente no país era o monopólio estatal.

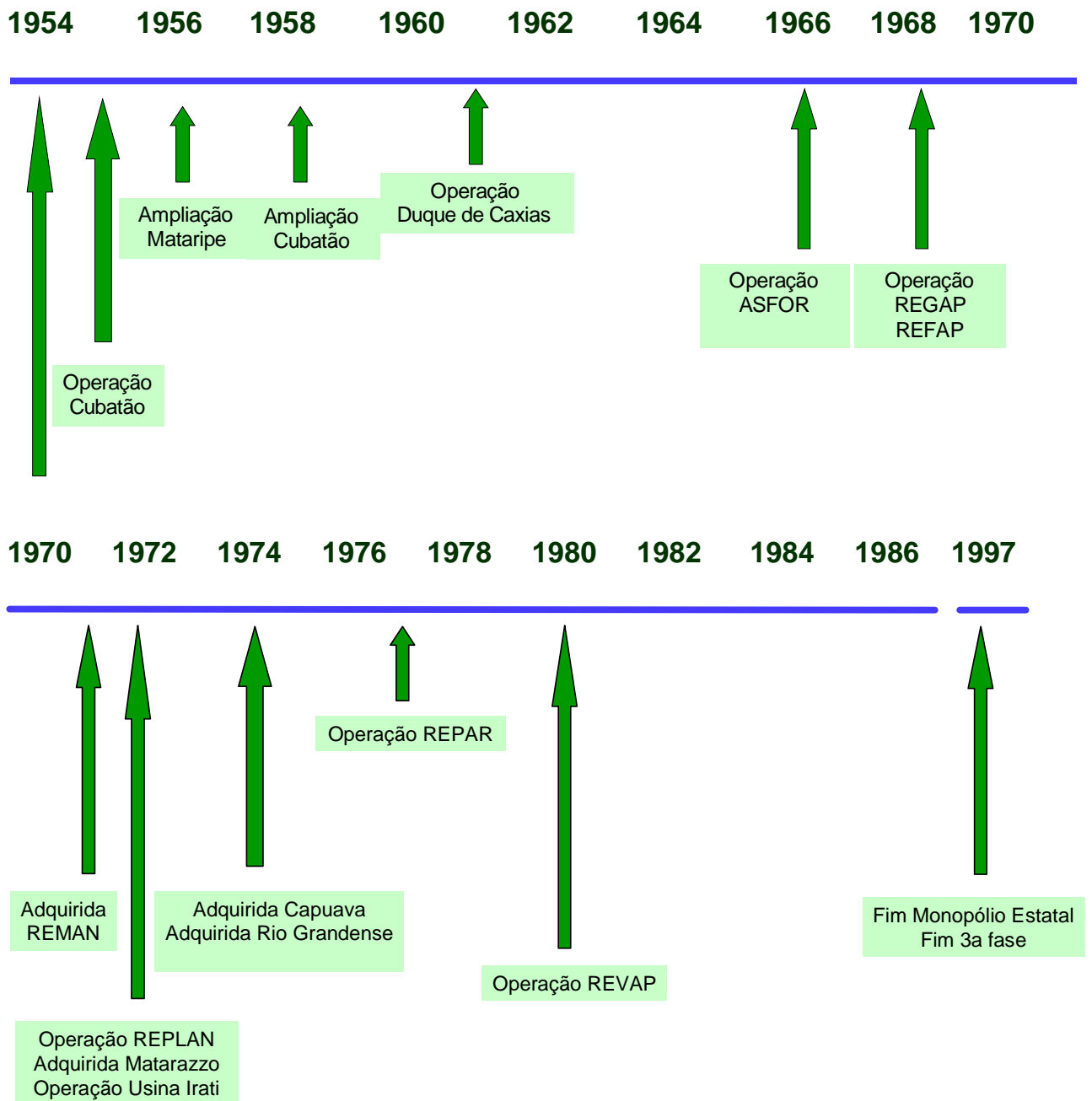


Figura 3.5 - Linha do Tempo: Monopólio Estatal

2.1.4 Abertura do mercado

A 4ª fase é a da abertura do mercado. A participação da Petrobras permaneceu elevada e a única alteração significativa até o momento na estrutura do refino foi a resultante da troca de ativos com a Repsol. Nesta troca a Petrobras passou a controlar uma refinaria na Argentina (EG-

3) e 30% da REFAP passou para o controle da empresa espanhola. Este movimento reduziu a participação da Petrobras no refino nacional para 96%.

A Figura 3.6 apresenta as principais ações implementadas no período após o fim do monopólio estatal.

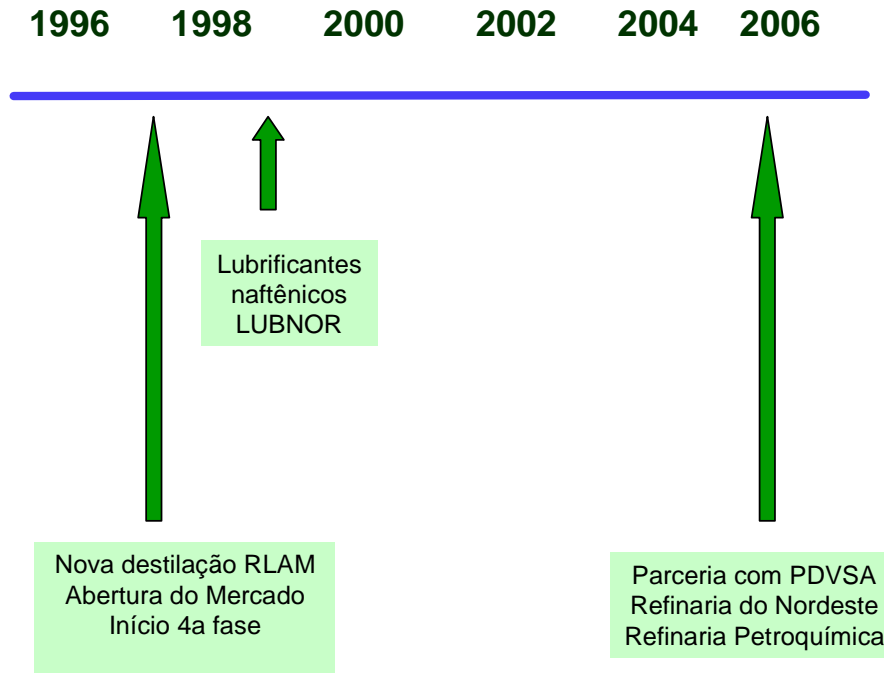


Figura 3.6 - Linha do Tempo: Abertura de Mercado

2.2 História das Refinarias no Brasil

De modo a se entender melhor a história do Refino no Brasil, vale acompanhar os passos trilhados em cada grande empreitada. As refinarias foram sendo implementadas, modificadas, adequadas à nossa realidade, enfim, tornando-se parte de um complexo Parque de Refino.

2.2.1 A Refinaria Nacional de Petróleo – a RLAM

Com a descoberta do petróleo em terras baianas (a preciosa matéria-prima jorrou pela primeira vez em Lobato em 1939), o então recém criado Conselho Nacional de Petróleo, ligado à presidência da República, responsabilizou-se pela perfuração de novos poços em Lobato e no Recôncavo Baiano.

Em 1941 foi descoberto o campo de Candeias e, em seguida, o de Itaparica. Estes petróleos, altamente parafínicos com grande dificuldade de manuseio (devido ao elevado ponto

de fluidez), influenciaram decisivamente na escolha da localização da refinaria em Mataripe a 6 km de Candeias, no Recôncavo Baiano, em 1946.

A autorização para a construção da Refinaria de Mataripe, através do Decreto Federal nº 9.881, publicado no Diário Oficial da União de 17 de setembro de 1946, foi motivada pelo crescimento da economia brasileira, já que a demanda de derivados passou a apresentar um expressivo impacto nas importações. O investimento inicial aprovado foi de Cr\$ 50.000.000,00 (cinquenta milhões de cruzeiros), sendo que 50% (cinquenta por cento) desse capital deveria ser subscrito pela União. Entre 1947 e 1948, a importação de gasolina aumentou em 200 mil toneladas; de óleos combustíveis em 419 mil toneladas; e de querosene em 54 mil toneladas.

A empresa norte-americana M. W. Kellogg venceu a concorrência para elaboração do projeto, construção, montagem e pré-operação da nova refinaria. Foram implementadas, inicialmente, unidades de destilação, reforma e craqueamento térmico (projeto 7665-1), com capacidade de processar 2,5 mbl/d (397 m³/d), e uma central termoeétrica (projeto 7665-2) composta de duas caldeiras. A adoção de um esquema de refino integrando a destilação e o craqueamento térmico tinha como objetivo reduzir o investimento total. Desta forma, equipamentos como a torre de destilação e o forno eram únicos, sendo utilizados por ambos os processos.

As obras foram iniciadas em agosto de 1949, sendo que no dia 17 de setembro de 1950 foi processada a primeira carga de petróleo, entrando em operação a U-1, uma casa de força com duas caldeiras e demais utilidades. Uma represa nas proximidades de Mataripe garantia o suprimento de água doce e o Porto de Candeias facilitava o transporte marítimo dos derivados. A RLAM estava começando a sua história com o nome de Refinaria Nacional de Petróleo S.A., sendo a primeira refinaria construída sob a responsabilidade do CNP, produzindo gasolina, óleo diesel e óleo combustível.

Em 1953, a Refinaria Nacional de Petróleo sofreu sua primeira ampliação, duplicando a sua capacidade de processamento de petróleo. O projeto também foi conduzido pela M. W. Kellogg. Foram construídas novas unidades de destilação, reforma e craqueamento térmico (projeto 5051-1) iguais às anteriores (projeto 7665-1) e uma unidade de polimerização catalítica de propenos (projeto-5051-3) com capacidade de carga de 93 m³/d. Esta foi a primeira unidade catalítica em terras brasileiras e tinha como objetivo o aumento da produção de gasolina usando propeno e butenos, de baixo valor econômico na época, como carga. A central termoeétrica

também foi ampliada (projeto 5051-2) com a adição de mais uma caldeira. Posteriormente, foi montada uma quarta caldeira a fim de permitir maior flexibilidade na geração de vapor. O segundo conjunto de unidades de destilação, reforma e craqueamento térmico começou a funcionar em março de 1954. Já a unidade de polimerização catalítica iniciou sua operação em novembro desse mesmo ano, sendo desativada em 1968 assim como a segunda unidade de polimerização catalítica que havia iniciado sua atividade em 1959.

Em 10 de maio de 1954, a Refinaria Nacional foi incorporada ao patrimônio da Petrobras. A partir de 14 de dezembro de 1957, por ato do Presidente da República, a Refinaria Nacional de Petróleo passou a ser denominada Refinaria Landulpho Alves, em homenagem ao Senador Landulpho Alves de Almeida, parlamentar baiano de participação ativa na aprovação da lei 2 004, que criou o monopólio estatal do petróleo. No final desta década a refinaria passou por sua primeira grande ampliação. Entrou em operação em 1959 a U-4 (Destilação Atmosférica) com capacidade de processamento de 3 500 m³/d de petróleo e a U-5 (Destilação a Vácuo) com capacidade de 2 000 m³/d. Na seqüência, em 1960, uma outra destilação a vácuo, com capacidade de 1 348 m³/d, junto com a ampliação da Unidade 1, que passou a ter a capacidade de processar 2 835 m³/d de petróleo e a primeira Unidade de Craqueamento Catalítico desta refinaria conferiram à RLAM condições de alcançar o patamar de atendimento de aproximadamente 10% do consumo nacional de derivados.

Entrou em operação, também em 1960, o Conjunto de Unidades para a Produção de Lubrificantes e Parafinas, composto por unidades de desasfaltação, desaromatização (extração com fenol), desparafinação, destilação de parafinas (unidade já desativada) e percolação de óleos e parafinas. Desta forma, a RLAM passou a ser a primeira refinaria brasileira capaz de produzir óleos básicos lubrificantes parafínicos e parafinas. Outro importante aspecto foi a utilização de petróleo nacional produzido na Bahia como matéria prima desta produção.

Em 1962, o condensado de gás natural passou a ser fracionado na refinaria, que passou ainda a contar dois anos depois, com um fracionamento adicional de nafta. Em 1970, novo aumento de capacidade, com a entrada em operação de mais uma Unidade de Fracionamento de Líquido de Gás Natural. Neste período, a capacidade de refino foi também ampliada com a entrada em operação de uma Unidade de Produção de Asfalto a partir de petróleo pesado, além de outras modificações nas unidades U-1, U-2, e U-4.

Na década de 70, foi ampliada a Unidade de Craqueamento Catalítico, a qual passou por outras modificações para aumento de capacidade nas décadas seguintes, e foram implantadas uma nova Unidade de Desparafinação de Óleos Básicos, além das Unidades de Hidrogenação de Óleos Lubrificantes e Hidrogenação de Parafinas.

A história de crescimento desta refinaria prosseguiu firme nos anos que se seguiram. Novas Unidades de Destilação Atmosférica e a Vácuo foram implantadas em 1978, ampliações de Unidades existentes aconteceram nas décadas de 80 e 90, culminando com a implantação da U-32 (Destilação Atmosférica e a Vácuo) que entrou em operação em 1997 com capacidade de 27 000 m³/d e alcançando atualmente o patamar de 30 000 m³/d. Com esta nova Unidade foram desativadas as antigas unidades U-1 e U-2, fazendo com que a capacidade total de processamento desta refinaria se situe hoje em 44 600 m³/d. Adicionalmente, a refinaria passou a contar em 2001 com a maior Unidade de Craqueamento Catalítico de Resíduo projetada pela PETROBRAS com capacidade de 10 000 m³/d, processando resíduo atmosférico e resultando em um expressivo aumento do grau de complexidade desta refinaria.

No que tange a preocupações ambientais, a primeira Unidade de Recuperação de Enxofre desta refinaria entrou em operação em 2001, minimizando as emissões de SO_x para a atmosfera, a exemplo do que ocorreu com as demais refinarias. Os desafios, porém, continuam. A RLAM conta para os próximos anos com dois grandes empreendimentos, sendo um voltado para a produção de gasolina e outro para a produção de óleo diesel com teores de enxofre inferiores a 50 ppm.

2.2.2 A Primeira Refinaria de Grande Porte – a RPBC

A primeira refinaria de grande porte construída no Brasil foi concebida através do conjunto de projetos do Plano SALTE apresentado pelo presidente Dutra, tendo havido muita polêmica com relação à sua localização. Um aspecto interessante desta discussão começou no final dos anos 40 quando o engenheiro-coronel Arthur Levy, junto com outros engenheiros do CNP, passaram a analisar os terrenos da Baixada Santista. O objetivo era definir o melhor percurso para o futuro oleoduto Santos-São Paulo e encontrar o lugar apropriado para instalar a estação de bombeio. Este duto tinha uma importância estratégica, já que naquela época o transporte de combustíveis entre o Porto de Santos e a cidade de São Paulo já superava um

milhão de toneladas anuais, o que resultava em custos crescentes devido à estrutura logística (ferroviária e rodoviária) necessária.

A construção deste oleoduto passou a fazer parte dos projetos contidos no Plano SALTE, sendo que a construção e operação foram outorgadas à Estrada de Ferro Santos-Jundiaí, pela autorização n.º 850, de 27 de agosto de 1948, do CNP. Esta concessão se devia ao fato da Santos-Jundiaí já transportar 80% do volume de combustíveis líquidos recebidos pelo Porto de Santos (COUTO, 2003).

A firma norte-americana Willian Brother Inc. (Tulsa/EUA) foi encarregada de preparar o projeto, sendo o engenheiro do CNP Leopoldo Miguez de Mello encarregado da compra do material necessário para a construção e o engenheiro-coronel Arthur Levy responsável pela presidência da Comissão de Construção do Oleoduto (COUTO, 2003).

Em outubro de 1951, o primeiro oleoduto com 10 polegadas de diâmetro entrou em operação transportando produtos claros. Em setembro do ano seguinte o segundo com 18 polegadas passou a operar escoando óleo combustível e petróleo. Este conjunto de oleodutos foi o primeiro construído na América Latina, sendo adquirido pela PETROBRAS em 1974.

Em paralelo com a decisão sobre o trajeto do oleoduto outra discussão ocupava a sociedade brasileira: onde deveria ser instalada a refinaria de grande porte, com capacidade compatível com 80% do consumo brasileiro na época (os restantes 20% seriam supridos pelas refinarias particulares cuja concessão já havia sido expedida e pela RLAM, cuja ampliação também estava prevista no Plano SALTE). A Lei N° 650 de 13 de março de 1949 autorizou o CNP a adquirir projeto e equipamentos para esta refinaria, destacando-se que ela deveria ter capacidade de craqueamento, com o objetivo de aumentar a produção de derivados de maior valor agregado. Para o desenvolvimento do projeto e acompanhamento da obra foi selecionada a empresa norte-americana Pan American Hydrocarbon Research Inc. e para o fornecimento dos equipamentos, o consórcio francês Fives-Lille & Schneider & Cie.

Após os estudos desenvolvidos por uma comissão técnica designada para definir entre quatro diferentes regiões (Rio de Janeiro, Santos, Recife e Belém), qual seria o melhor local para instalação da refinaria, o general João Carlos Barreto, presidente do Conselho Nacional do Petróleo, anunciou em 17 de agosto de 1949 que o Rio de Janeiro havia sido escolhido em função de fatores econômicos, políticos, técnicos e militares (COUTO, 2003, citando a Tribuna de Santos 1949).

A opção por Belém era cogitada em função da proximidade ao fornecedor de petróleo (Venezuela) e da expectativa de descoberta de petróleo na Região Amazônica. Rio de Janeiro e Santos, porém, eram opções mais interessantes em função da facilidade de mão de obra, da questão de segurança que fervilhava no pós-guerra (2ª Guerra Mundial), infra-estrutura de transporte (portos, ferrovias e rodovias), assim como proximidade do mercado consumidor brasileiro.

No entanto, a decisão unânime do CNP de aprovar o parecer da Comissão Técnica, que definia o Distrito Federal (ou adjacências) como o melhor local para a instalação da grande refinaria, não foi à frente, já que o presidente da República Eurico Gaspar Dutra se decidiu pela região de Santos. A Secretaria da Presidência divulgou a seguinte nota para a imprensa, da reunião realizada no dia 2 de setembro de 1949, no Palácio do Catete:

“O Sr. presidente da República reuniu o Conselho de Segurança Nacional, para decidir sobre a localização da refinaria de petróleo do Estado para 45 000 barris diários e apreciar a situação atual dos municípios anteriormente declarados bases militares. Quanto à primeira parte, foi indicado o porto de Santos para instalação da refinaria, de acordo com a deliberação da maioria dos presentes, incluída a manifestação favorável do Sr. presidente da República” (COUTO, 2003, citando a Tribuna de Santos 03/09/1949).

No dia 4 de outubro de 1949, o presidente do CNP, João Carlos Barreto, designou o coronel Arthur Levy e o engenheiro Paulo Mendes de Oliveira Castro para constituírem a Comissão encarregada de selecionar a área mais conveniente, em Santos, para a instalação da refinaria. A Comissão estava encarregada de analisar a natureza do subsolo, as possibilidades de acesso rodoviário e ferroviário, o fornecimento de energia elétrica, a propriedade dos terrenos, seu preço e condições de venda. Finalmente, em dezembro de 1949, o Conselho Nacional de Petróleo anunciou, para todo o país, que o município de Cubatão era o local escolhido para sediar a refinaria. Outras áreas estudadas na região de Santos se mostraram precárias em função da natureza do subsolo, que exigiria um gasto elevado com fundações. E, assim, no dia 30 de dezembro, na sede do CNP no Rio de Janeiro, contando com a presença do prefeito de Cubatão, Armando Cunha, o general João Carlos Barreto assinou as primeiras escrituras de compra e venda dos terrenos, situados no sopé da Serra de Cubatão.

A pedra fundamental, simbolizando o início das obras de construção, foi colocada no dia 4 de setembro de 1950, com a presença do presidente da República, general Eurico Gaspar Dutra. No dia 28 de junho de 1952, o presidente da República, Getúlio Vargas, visitou a cidade para inaugurar a torre C (Destilação), a primeira torre instalada, conforme Figura 3.7.



Figura 3.7 – Presidente Getúlio Vargas em visita a RPBC

No dia 21 de maio de 1954, a Refinaria de Cubatão foi incorporada oficialmente à PETROBRAS que assumiu a responsabilidade do término de sua construção. Nesta ocasião, a situação do refino no Brasil estava de acordo com a Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Situação do Parque de Refino Brasileiro em 1954

Refinaria	Capacidade (m ³ /d)	Situação
Capuava	3 180	Particular (Iniciando operação)
Manguinhos	1 590	Particular (Iniciando operação)
Ipiranga	795	Particular (Em operação)
Matarazzo	143	Particular (Em operação)
Riograndense	64	Particular (Em operação)
Manaus	795	Particular (Em construção)
Mataripe	795	Petrobras (Em operação)

O prazo inicial previsto pelo presidente da Comissão da Refinaria de Cubatão, general Stenio de Albuquerque Lima, para que a Refinaria entrasse em operação no início de 1954 não foi cumprido. A refinaria só recebeu a primeira remessa de petróleo bruto em 7 de dezembro de 1954. Foram 16 000 toneladas de petróleo venezuelano bombeados pelo Oleoduto da Estrada de Ferro Santos-Jundiaí para os tanques da Refinaria. A refinaria só iniciou o processamento de petróleo em 30 de janeiro do ano seguinte, efetuando a primeira entrega de derivados às companhias distribuidoras em 17 de fevereiro de 1955. A inauguração oficial da refinaria se deu no dia 16 de abril de 1955, recebendo o nome do Presidente Arthur Bernardes em homenagem ao ex-presidente falecido alguns dias antes, em 23 de março de 1955, contando com a presença das mais importantes figuras políticas do país.



Figura 3.8 – RPBC em 1956

Na sua configuração original a refinaria tinha a capacidade de produção apresentada na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 – Capacidade de Produção Inicial da RPBC (PETROBRAS, 1954)

Derivado	Produção (m ³ /d)
GLP	262
Gasolina Comum	3 015
Gasolina Aviação	358
Querosene	715
Óleo Diesel	715
Óleo Combustível	1 768

A capacidade de processamento era de 7 500 m³/dia, tendo como carga dois tipos de petróleo: o Lagotreco (Venezuela) e o Árabe Leve (Arábia Saudita), Tabela 3.5. Com o aumento da produção dos petróleos baianos a refinaria passou a recebê-los, após ser submetida a uma série de modificações de processo em 1957.

Tabela 3.5 – Qualidade do Petróleo

Petróleo	Lagotreco	Árabe Leve
API	32,4	32,7
Acidez Naftênica (mg KOH/g petróleo)	0,24	0,01
Teor de Enxofre (%m/m)	1,13	1,87

A capacidade de processamento, com o aprendizado adquirido na operação das unidades e a implementação de algumas modificações, foi sendo elevada. Em 1956, já era de 65 mbl/d (10 335 m³/d), atingindo 70 mbl/d (11 130 m³/d) em dezembro de 1957. No período de 1955 a 1965, conforme Tabela 3.6, a RPBC foi a maior refinadora de petróleo brasileira, sendo superada pela REDUC na segunda metade daquela década.

Tabela 3.6 – Percentual de Refino 1955-1965 (SUAREZ, 1985)

Refinaria	1955	1956	1957	1958	1959	1960	1961	1962	1963	1964	1965
RPBC	50,5	55,6	54,5	56,3	58,0	53,6	49,1	38,7	36,7	35,1	35,5
RLAM	7,2	5,9	5,1	6,4	6,0	15,3	16,9	12,2	12,4	13,1	13,9
REDUC	---	---	---	---	---	---	10,2	30,0	33,0	34,5	32,5
Particulares	42,3	38,5	40,4	37,3	36,0	31,1	24,3	19,2	17,9	17,3	18,2

Na década de 60, uma das Unidades de Craqueamento Térmico foi modificada passando a operar como Unidade de Destilação Atmosférica, aumentando a capacidade de processamento da refinaria em 38 mbl/d (6 042 m³/d). Em 1970, a refinaria passou por outro ciclo de expansão e modernização, alcançando a capacidade de processamento de 160 mbl/d (25 440 m³/d), a partir da adaptação da outra Unidade de Craqueamento Térmico para o processamento de petróleo (o objetivo principal era fornecer nafta à Petroquímica União). Além disto, foram instaladas três novas torres de vácuo e uma Unidade de Craqueamento Catalítico de 63 mbl/d (10 017 m³/d), que passou a processar o gasóleo, produzindo gasolina de melhor qualidade.

Em 1974, entrou em operação a primeira Unidade de Coqueamento Retardado no Brasil com capacidade de 17 mbl/d (2 703 m³/d). Esta Unidade tem um importante papel na mudança do perfil de produção de uma refinaria, reduzindo expressivamente a produção de óleo combustível. Ainda hoje, a RPBC é uma das refinarias com menor percentual de produção deste derivado no Parque de Refino Brasileiro.

Na década seguinte mais dois acréscimos: a Unidade de Alquilação para a produção de Gasolina de Aviação que entrou em operação em 1984 com capacidade de 3 mbl/d (477 m³/d), e a segunda Unidade de Coqueamento Retardado que entrou em operação em 1986 com capacidade de processamento igual à da primeira. Esta Unidade foi projetada pela Petrobras a partir de um processo de transferência de tecnologia. Com o aumento da produção de petróleo nacional, tornou-se necessária a adaptação metalúrgica das Unidades de Destilação Atmosférica e a Vácuo da refinaria, viabilizando-se, deste modo, o processamento de petróleo Marlim a partir de 1992. No ano seguinte iniciou-se a construção de uma Unidade de Hidrotratamento de Diesel projetada pela PETROBRAS. Esta Unidade entrou em operação em março de 1998, viabilizando-se a produção de óleo diesel com baixo teor de enxofre nesta refinaria.

A RPBC encontra-se atualmente em fase de avaliação das suas instalações de modo a ser preparada para o processamento de petróleos ainda mais ácidos e pesados, produzindo derivados com qualidade compatível com os mercados mais exigentes.

2.2.3 A primeira refinaria construída pela Petrobras: a REDUC

No dia 4 de abril de 1952 o CNP aprovou um Plano de Localização de Refinarias de Petróleo. Neste plano estava prevista uma refinaria localizada na costa e que teria como área de influência os estados da Guanabara, posteriormente fundido ao Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Espírito Santo e sul de Minas Gerais. Fruto de um extenso estudo das alternativas, optou-se pela implantação da refinaria no município de Duque de Caxias, fronteiro ao do Rio de Janeiro em local relativamente isolado. A área disponível era compatível com uma refinaria de grande porte e ainda suficiente para um expressivo crescimento de indústrias nas circunvizinhanças deste empreendimento. Outros importantes aspectos que foram determinantes para esta escolha foram a proximidade com a Baía de Guanabara que facilitava a logística de transferência de petróleo e derivados, e a disponibilidade de água.

Em 1956, foi aberta uma concorrência pública para definir qual seria a empresa responsável pela construção da refinaria. O processo culminou com a escolha da empresa americana Foster Wheeler em 30 de abril de 1957. As obras foram realizadas no período de 1958 a 1961, sendo que a primeira de muitas estacas foi cravada no dia 23 de junho de 1959. Por estar localizada em área de manguezais, a necessidade de estaqueamento é enorme em qualquer obra realizada nesta refinaria.

A refinaria foi inaugurada pelo Presidente da República Juscelino Kubitschek com a presença do Presidente da Petrobras Idílio Sardenberg em 20 de janeiro de 1961, entrando em operação efetivamente em 9 de setembro daquele ano, quando foi produzida a primeira batelada de derivados de petróleo na REDUC (REDUC, 2001).

O primeiro período de operação da refinaria se caracterizou pela produção de combustíveis já que a configuração inicial consistia das unidades apresentadas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 – Configuração inicial da Refinaria Duque de Caxias

TAG	Unidade	Carga (m ³ /d)
U-1210	Destilação Atmosférica e a Vácuo	14 310
U-1220	Reforma Catalítica	1 749
U-1240	Desasfaltação a Solvente	1 908
U-1270	Tratamento Cáustico de Gasolina	2 385
U-1280	Tratamento Cáustico de GLP	1 113

A capacidade de destilação foi rapidamente aumentada em função do aprendizado na operação da refinaria e do aproveitamento das folgas existentes no projeto, atingindo em 1963 o patamar de 110 mbl/d (17 490 m³/d) e 120 mbl/d (19 080 m³/d) no ano seguinte. Em 1964 entrou em operação a U-1250 (Unidade de Craqueamento Catalítico) com a capacidade inicial de 30 mbl/d (4 770 m³/d).

Na década seguinte a refinaria experimentou um outro significativo ciclo de crescimento que podemos chamar de etapa dos Lubrificantes e Parafinas. O primeiro Conjunto de Lubrificantes entrou em operação em 1973, sendo que o 2º Conjunto foi inaugurado pelo Presidente da Petrobras Araken de Oliveira em 1979, tornando o Brasil auto-suficiente na produção de óleos básicos lubrificantes parafínicos. Os dois conjuntos são compostos das Unidades descritas na Tabela 3.8.

Tabela 3.8 – Unidades que compõem os Conjuntos de Lubrificantes e Parafinas

TAG	Unidade	Carga inicial (m ³ /d)	Carga atual (m ³ /d)	Partida
U-1510	Destilação Atmosférica e Vácuo	7 300	8 000	Fev/72
U-1520	Desaromatização	1 470	2 000	Out/72
U-1530	Desparafinação	1 030	1 700	Mai/73
U-1540	Hidrotratamento de Lubrificantes	860	1 700	Jun/73
U-1620	Geração de Hidrogênio (*)	68 000 Nm ³ /d	68 000 Nm ³ /d	Dez/75
U-1630	Desoleificação	200	350	Fev/76
U-1640	Hidrotratamento de Parafinas	130	150	Jun/76
U-1710	Destilação Atmosférica e Vácuo	7 300	8 000	Dez/78
U-1720	Desaromatização	1 470	3 000	Out/79
U-1730	Desparafinação	1 030	1 700	Fev/79
U-1740	Hidrotratamento de Lubrificantes	860	1 200	Mar/79
U-1790	Desasfaltação a Propano	1 700	3 600	Out/79
U-1820	Geração de Hidrogênio (*)	68 000 Nm ³ /d	68 000 Nm ³ /d	Set/79

(*) Projetadas inicialmente para produção de H₂ a partir de nafta e adaptadas para gás natural em 1984 e 1986, respectivamente

No caso da REDUC, em função do processamento de petróleos cujas características implicam na necessidade de remoção de uma expressiva parcela de compostos aromáticos com o objetivo de conferir qualidade adequada aos lubrificantes, o esquema de produção de lubrificantes e parafinas efetua a desaromatização logo após a separação dos cortes por destilação, conforme Figura 3.9, inversamente ao que acontece na RLAM.

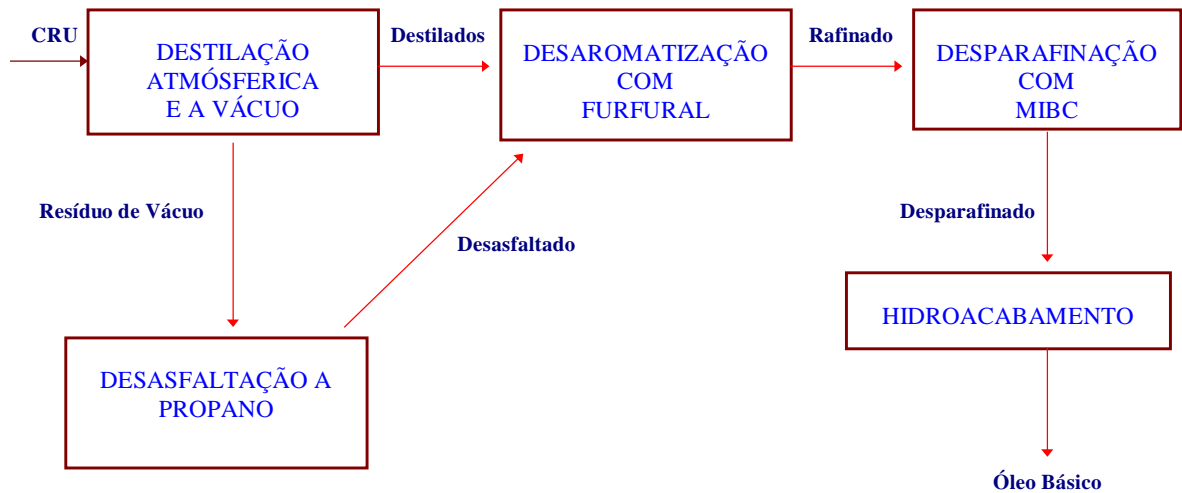


Figura 3.9 – Diagrama de Blocos do Esquema de Produção de Lubrificantes e Parafinas

A capacidade inicial de produção de óleos básicos era de 250 000 m³/ano, passando após a implantação do 2º conjunto e de sucessivas ampliações ao patamar de 650 000 m³/ano de óleos básicos e 30 000 t/ano de parafinas.

Com o aumento da produção de petróleo na Bacia de Campos gerando, por consequência, a necessidade de escoamento e processamento do gás natural associado, na década de oitenta foram instaladas duas Unidades de Processamento de Gás Natural na refinaria. Estas Plantas tinham como objetivo retirar produtos nobres do gás, como o GLP e a nafta, disponibilizando para consumo um gás natural processado rico em metano com qualidade praticamente constante, evitando variações de qualidade e riscos de condensação em pontos das tubulações de distribuição.

Em 1989 entrou em operação a primeira Unidade de Hidrotratamento projetada pela Petrobras. Esta Unidade tinha como objetivo produzir querosene de aviação a partir de querosene oriundo de petróleo nacional, rico em compostos nitrogenados, que conferem instabilidade química aos derivados. Permitia, também, o processamento de óleo diesel promovendo expressiva redução no teor de enxofre deste derivado. A U-2700 entrou em operação com capacidade de processar 5 000 m³/d de querosene ou 4 000 m³/d de óleo diesel.

Outras importantes unidades se seguiram conforme se observa na Tabela 3.9.

Tabela 3.9 – Novas Unidades da REDUC após 1990

TAG	Unidade	Ano
U-3100	Separação de Propeno Grau Polímero	1996
U-3200	Produção de MTBE	1997
U-3300	Recuperação de Enxofre	1998
U-2800	Hidrotratamento de Instáveis	2003
U-3400	Fracionamento de Líquidos	2004

A Unidade de Separação de Propeno, Grau Polímero, tem como objetivo a separação do Propeno da corrente C₃ produzida na Unidade de Craqueamento Catalítico. Este propeno é comercializado para a produção de polipropileno. A Unidade de Produção de metil-terc-butil éter (MTBE) promove a reação de metanol com o isobuteno produzido no FCC, gerando um “booster” de octanagem. A atual legislação brasileira não permite a adição de nenhum outro oxigenado que não seja o álcool etílico na gasolina, o que limita esta produção à exportação. O MTBE, porém, tem sofrido restrições com relação ao seu uso em vários países em função da ocorrência de contaminação do lençol freático com prejuízos para a saúde da população atingida. Está em estudo na Petrobras uma alternativa para a adaptação destas Unidades para a produção de isoocatano, também considerado “booster” de octanagem.

Depois de todos estes ciclos de crescimento, a REDUC se tornou uma refinaria complexa, sendo a mais complexa do Sistema Petrobras. Porém, sua necessidade de crescimento objetivando aproveitar novas oportunidades ainda não cessou. Está prevista para os próximos anos uma seqüência de novas unidades que vão conferir ainda mais competitividade a esta refinaria. A Tabela 3.10 mostra a capacidade destas futuras unidades e a previsão de entrada em operação.

Tabela 3.10 – Futuras Unidades da REDUC

Unidade	Ano	Capacidade (m ³ /d)
Coqueamento Retardado	2008	5 000
Hidrotratamento de Nafta de Coque	2008	2 000
Hidrodessulfurização de Nafta Craqueada	2009	5 000
Hidrotratamento de Instáveis	2010	4 000
Hidrocraqueamento Catalítico	2013	5 500

Com este novo conjunto de Unidades, a REDUC estará preparada para o desafio de atender um mercado cada vez mais exigente, tanto no que se refere aos combustíveis quanto aos lubrificantes, oferecendo produtos com teores de enxofre inferiores a 50 ppm, processando petróleos nacionais.

2.2.4 Os projetos da década de 60: REGAP e REFAP

As concepções originais da REGAP e da REFAP foram idênticas, envolvendo uma Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo e uma Unidade de Craqueamento Catalítico, privilegiando a produção de gasolina a partir do processamento de petróleos importados leves com °API superior a 33 (MARTINS, 1977). Ambas as refinarias tinham como objetivo atender o mercado regional, o que foi se tornando possível em função do aumento do número de refinarias instaladas no território nacional. A REGAP destinaria sua produção para Minas Gerais, Goiás e Brasília e a REFAP para o Sul do país.

A localização final da REGAP no município de Betim, às margens da Rodovia Fernão Dias, distante aproximadamente 25 km de Belo Horizonte, foi definida em função da facilidade do escoamento da produção. O nome, Gabriel Passos, teve como objetivo homenagear o político mineiro que foi ministro das Minas e Energias, grande defensor do monopólio estatal de petróleo, falecido em 1962. Esta refinaria entrou em operação em 30 de março de 1968, mas o oleoduto Rio-Belo Horizonte (ORBEL) permitiu já no ano anterior o recebimento de derivados da Refinaria Duque de Caxias.

Inicialmente estas refinarias apresentaram um conjunto de unidades semelhantes, conforme apresentado na Tabela 3.11.

Tabela 3.11 – Configuração inicial da REGAP e da REFAP

Refinaria	Unidade	Carga inicial (m ³ /d)	Carga atual (m ³ /d)	Partida
REGAP	Destilação Atmosférica e a Vácuo	7 150	12 000	1968
	Craqueamento Catalítico	1 920	3 200	1970
REFAP	Destilação Atmosférica e a Vácuo	7 150	8 000	1968
	Craqueamento Catalítico	1 920	3 300	1970

Cada refinaria, porém, foi submetida a um diferente processo de evolução no seu esquema de refino, após uma etapa inicial de ajustes de capacidade, aproveitando-se as folgas existentes nos projetos. No final da década de setenta, a REGAP já processava 12 000 m³/d na Destilação e 2 600 m³/d no FCC, ao mesmo tempo a REFAP atingia patamares semelhantes. No início da década seguinte a REGAP recebeu um segundo conjunto de unidades, contando a partir daí com duas Destilações e duas Unidades de Craqueamento Catalítico. Além disso, recebeu à semelhança da REVAP, a mais nova das refinarias brasileiras, um conjunto de Unidades de Hidrotratamento passando a ter um conjunto de unidades de acordo com Tabela 3.12.

Tabela 3.12 – Evolução da REGAP 1982-1983

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)	Carga atual (m ³ /d)	Partida
Destilação Atmosférica e Vácuo II	10 000	12 000	1982
Craqueamento Catalítico II	3 000	3 800	1983
Hidrotratamento de Nafta Leve	1 800	1 800	1983
Hidrotratamento de Querosene	1 800	1 800	1983
Hidrotratamento de Óleo Diesel	2 600	2 600	1983

Adicionalmente, a REGAP passou a contar com uma Unidade de Coqueamento Retardado no início da década de 90, melhorando expressivamente o seu perfil de produção de derivados. Em 2004, recebeu, também, a sua primeira Unidade de Hidrotratamento de Instáveis, passando a contar com um total de quatro unidades de hidrotratamento.

Já a REFAP seguiu um caminho distinto, recebendo apenas uma nova Unidade de Destilação Atmosférica na década de 80. A grande expansão desta refinaria se deu no período 2002-2006 quando passou por um expressivo processo de modernização de suas instalações passando a contar com o conjunto de unidades apresentado na Tabela 3.13, sendo que todas estas unidades foram projetadas pela Petrobras.

Tabela 3.13 – Projeto de Modernização da REFAP: 2002-2006

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)
Hidrotratamento de Instáveis	4 000
Craqueamento Catalítico Resíduo	7 000
Coqueamento Retardado	2 000

Ambas as refinarias estão sendo submetidas a um processo de adequação do seu esquema de refino para o atendimento às novas especificações de gasolina e óleo diesel, o que resultará num aumento de sua complexidade no final da década.

2.2.5 As Aquisições da RECAP e da REMAN

Em 01 de outubro de 1945, o Conselho Nacional de Petróleo através da Resolução n° 1 resolvia:

Permitir, de acordo com a legislação em vigor, a instalação de refinarias no País, por companhias privadas, utilizando inicialmente o petróleo importado, desde que a aparelhagem e o processo de operação sejam de alto rendimento, a juízo do Conselho, consoante os projetos que foram apresentados pelos interessados.

Criava-se, assim, a possibilidade de um desenvolvimento do refino nacional pela iniciativa privada. Os questionamentos eram muito expressivos na ocasião com relação ao modelo a ser adotado. O compromisso entre os investimentos estatais e os da iniciativa privada levaria à adoção de dois caminhos: a construção de uma refinaria com participação estatal e a participação privada. Naquele momento apenas três pequenas destilarias, em regime de batelada, se encontravam em operação no país.

A resolução n° 01/45 do CNP orientava, também, que os interessados na instalação de refinarias com capacidade de 10 mbl/d (1 590 m³/d) no Distrito Federal ou em São Paulo deveriam apresentar uma série de documentos (CNP, 1945) no prazo de 30 dias para que pudessem ser avaliados pelo órgão.

Em resposta às solicitações recebidas, foi emitida a Resolução n° 2 em 18 de janeiro de 1946 onde se outorgava a autorização para a instalação de quatro refinarias aos concorrentes apresentados na Tabela 3.14, e se estabelecia o prazo de 90 dias para que fosse cumprida uma série de exigências (CNP, 1946).

Tabela 3.14 – Outorgas concedidas pelo CNP para construção de refinarias

Concorrente	Estado	Capacidade (m ³ /d)
Aristides de Almeida	São Paulo	1 590
Alberto Soares de Sampaio	Distrito Federal	1 272, possível expansão para 1 590
Drault Ernny de Mello e Silva	Distrito Federal	1 272, possível expansão para 1 590
Edgard Raja Gabaglia	São Paulo	954

Na resolução nº 5, de 21 de junho de 1946, as autorizações para Edgard Raja Gabaglia e Aristides de Almeida foram revogadas por não terem cumprido as exigências necessárias, sendo emitidas duas autorizações. O Título de Autorização nº 753 concedido a Drault Ernny de Mello e Silva autorizava a Refinaria de Petróleos do Distrito Federal S.A. com capacidade inicial de 8 mbl/d (1 272 m³/d) que poderia ter a capacidade elevada para 10 mbl/d (1 590 m³/d) tão logo as condições de mercado assim o permitissem. O Título de Autorização nº 807 concedido a Alberto Soares de Sampaio autorizava a Refinaria e Exploração de Petróleo União S.A. a instalar e explorar uma refinaria em São Paulo com a capacidade de 20 mbl/d (3 180 m³/d). Ambas refinarias encontraram uma série de dificuldades na implantação e só entraram efetivamente em operação em 1954. No caso da Refinaria União foram utilizados os petróleos Kuwait, Árabe Leve e Oficina na base de projeto. Estes petróleos apresentavam °API na faixa de 32 a 34.

Adicionalmente, na resolução nº 1, de 14 de março de 1952, o CNP outorgou autorização ao requerimento de Isaac Sabbá e Cia Ltda para a construção de uma refinaria de pequeno porte em Manaus, inicialmente de 2,5 mbl/d (397 m³/d). O Título de Autorização nº 1088 (CNP, 1953) já apresentava autorização para 5 mbl/d (795 m³/d) de petróleo peruano Ganso Azul.

O projeto da refinaria foi elaborado pela Southwestern Enginnering Company (SOWECO), sendo a primeira refinaria brasileira a possuir uma Unidade de Craqueamento Catalítico Fluido (FCC). A refinaria foi construída em ritmo acelerado, entrando em operação em agosto de 1956. O petróleo Ganso Azul, proveniente da região de Pucallpa, Figura 3.10, era transportado em barcas de 25 000 barris cada uma, vencendo uma logística extremamente desafiadora semelhante à experimentada na distribuição dos derivados produzidos por esta refinaria.



Figura 3.10 – Localização da região de Pucallpa – Peru

A Tabela 3.15 apresenta a evolução da atual REMAN.

Tabela 3.15 - Refinaria de Manaus (atual REMAN)

Processo	Capacidade inicial	Capacidade atual
	(m ³ /d)	(m ³ /d)
Destilação Atmosférica	795	7 300
Destilação a Vácuo	477	1 400
Craqueamento Catalítico	318	500

Esta refinaria foi financiada pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e, a partir de agosto de 1968, foi autorizada a refinar 2 mbl/d (318 m³/d) acima da sua capacidade original de projeto (CNP, 1968). Foi adquirida pela Petrobras em 30 de dezembro 1971, passando a ser chamada de REMAN. Outra ampliação em 1996 permitiu o aumento de sua capacidade de 1 800 m³/d para 2 300 m³/d, e os estudos para implantação de uma Unidade de Destilação Atmosférica para o processamento de petróleo Urucú produzido na região elevaram a capacidade total de processamento da refinaria para 45,9 mbl/d (7 300 m³/d). À semelhança do que está ocorrendo com a RECAP, encontra-se em andamento um processo de modernização desta

refinaria com o objetivo de se viabilizar a produção de óleo diesel e gasolina com teores máximos de enxofre da ordem de 50 ppm.

A Tabela 3.16 mostra a evolução da capacidade de refino da atual RECAP.

Tabela 3.16 - Refinaria União (atual RECAP)

Processo	Capacidade inicial	Capacidade atual
	(m ³ /d)	(m ³ /d)
Destilação Atmosférica	3 180	7 800
Craqueamento Catalítico	3 021	3 180

Esta refinaria foi adquirida pela Petrobras em 1974, teve sua Unidade de Craqueamento Catalítico (Thermal Catalytic Cracking) reprojetaada em 1995, passando a operar como um RFCC (Resid Fluid Catalytic Cracking). Está, atualmente, em processo de modernização de suas instalações através da implantação de Unidades de Hidrotratamento com o objetivo de se viabilizar a produção de óleo diesel e gasolina com teores máximos de enxofre da ordem de 50 ppm.

2.2.6 A gigante REPLAN

A maior refinaria brasileira iniciou o processamento de petróleo em 2 de fevereiro de 1972, sendo inaugurada três meses depois. A refinaria foi construída em mil dias, atingindo a meta traçada. A chamada refinaria do Planalto (REPLAN) teve sua localização fortemente influenciada pelos seguintes fatores: facilidade de escoamento da produção, boas condições de abastecimento de água e a existência de uma zona industrial na região. A princípio, o objetivo era localizar a refinaria próximo ao grande centro consumidor paulista, então abastecido pela RECAP e RPBC, mas por conta da disponibilidade de água optou-se pela localização entre dois rios, Jaguari e Atibaia, formadores do Rio Piracicaba. Outro fator importante foi a doação para a Petrobras de uma área com 950 hectares da antiga Fazenda São Francisco pela prefeitura do Município de Paulínia. A maior refinaria da Petrobras teve suas obras iniciadas em julho de 1969 chegando a empregar, no pico da obra, cerca de 10 mil trabalhadores.

A capacidade inicial de processamento era de 126 mbl/d (20 034 m³/d) e o esquema de refino consistia de uma Destilação Atmosférica e a Vácuo e uma Unidade de Craqueamento

Catalítico, processando inicialmente petróleos leves como o Árabe Leve, Abu-Dabi e até condensados. A Tabela 3.17 mostra a configuração inicial da refinaria.

Tabela 3.17 – Configuração inicial da REPLAN

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)
Destilação Atmosférica	20 000
Destilação a Vácuo	10 000
Craqueamento Catalítico	5 500

Esta configuração é básica em um esquema de refino voltado para a produção de óleo diesel e gasolina com requisitos de qualidade menos rígidos, não contando com unidades de hidrotratamento. A Figura 3.11 apresenta as Unidades da REPLAN na sua configuração inicial.



Figura 3.11 – Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo e Unidade de Craqueamento Catalítico

Este trem de processamento foi replicado posteriormente com a entrada do 2º conjunto de Unidades fazendo com que a refinaria passasse a ocupar a posição de maior refinaria brasileira em termos de capacidade de processamento.

Em 1974, quando entrou em operação a segunda Unidade de Destilação Atmosférica (a seção de vácuo só entrou em operação sete anos depois), o RAT foi destinado para a produção de óleo combustível que dispunha na ocasião de expressivo mercado. Esta unidade, assim como a

primeira, com o aprendizado de operação e pequenas modificações, teve sua capacidade de processamento elevada sensivelmente. As obras da segunda Unidade de Craqueamento Catalítico, iniciadas em 1975 foram interrompidas, fazendo com que a configuração da REPLAN no período 1974-1981 estivesse de acordo com a Tabela 3.18.

Tabela 3.18 – Configuração da REPLAN 1974-1981

Unidade	Carga inicial	
	1º Conjunto (m ³ /d)	2º Conjunto (m ³ /d)
Destilação Atmosférica	28 000	28 000
Destilação a Vácuo	10 000	---
Craqueamento Catalítico	7 500	---

No final da década de 70, em função das dificuldades no fornecimento de petróleo provocadas pela guerra Irã-Iraque e o segundo choque do petróleo, a especificação de ponto de fulgor e destilação do óleo diesel foi alterada, com conseqüente aumento da faixa de destilação. Esta medida permitiu a utilização de frações mais leves e pesadas na composição deste derivado que já apresentava naquela ocasião, elevado consumo. Verificou-se, então, que as unidades de destilação da REPLAN em campanha “máximo diesel”, atingiam a capacidade de 24 000 m³/d, alterando-se, mais uma vez, a capacidade de processamento desta refinaria. Adicionalmente, em 1981, entrou em operação a segunda Unidade de Destilação a Vácuo, ficando a configuração conforme mostra a Tabela 3.19.

Tabela 3.19 – Configuração da REPLAN 1981-1992

Unidade	Carga inicial	
	1º Conjunto (m ³ /d)	2º Conjunto (m ³ /d)
Destilação Atmosférica	24 000	24 000
Destilação a Vácuo	10 000	10 000
Craqueamento Catalítico	7 500	---

Com o aumento da produção de petróleo nacional e redução do mercado de óleo combustível tornou-se necessário dotar a refinaria de condições econômicas de operação. Foi

promovido, então, um ajuste do seu esquema de refino com a entrada em operação da segunda Unidade de Craqueamento Catalítico cuja obra havia sido interrompida (esta Unidade entrou em operação em 1992), uma Unidade de Coqueamento Retardado e uma Unidade de Hidrotratamento de Instáveis (entraram em operação em 1999). Os projetos básicos da HDT e da Unidade de Coqueamento Retardado foram realizados pela Petrobras. Em 2004, este conjunto foi duplicado, passando a refinaria a contar com dois trens de processo completos: Destilação Atmosférica e a Vácuo, Craqueamento Catalítico, Coqueamento Retardado e Hidrotratamento de Instáveis. A Figura 3.12 mostra estas Unidades.



Figura 3.12 – Unidade de Hidrotratamento de Instáveis e Unidade de Coqueamento Retardado

A situação atual da refinaria está apresentada na Tabela 3.20.

Tabela 3.20 – Configuração atual da REPLAN

Unidade	Carga inicial	
	1º Conjunto (m ³ /d)	2º Conjunto (m ³ /d)
Destilação Atmosférica	27 200	30 000
Destilação a Vácuo	13 000	17 000
Craqueamento Catalítico	7 500	8 500
Hidrotratamento Instáveis	5 000	5 000
Coqueamento Retardado	5 000	5 000

Atualmente, a Refinaria de Paulínia responde por cerca de 20% de todo o refino de petróleo no Brasil. Sua história de crescimento de capacidade de processamento e complexidade, porém, não para por aqui, já que se encontra em andamento uma série de empreendimentos que lhe conferirão maior capacidade de superar os desafios, e, conseqüentemente, melhores condições de rentabilidade. A Tabela 3.21 mostra estes projetos e o ano previsto para entrada em operação.

Tabela 3.21 – Novos Projetos da REPLAN

Unidade	Ano
Destilação Atmosférica I (ampliação)	2009
Destilação Vácuo I (ampliação)	2009
Separação de Propeno	2009
Duas HDS Nafta Craqueada	2010
HDT Nafta de Coque	2010
Reforma Catalítica	2010
Coqueamento Retardado	2012
HDT Instáveis	2012

2.2.7 As mais recentes: REPAR e REVAP

As duas mais recentes refinarias foram concebidas com o objetivo de conferir à Petrobras uma capacidade de refino de 1 300 mbl/d (206 700 m³/d) até o final da década de 80. A configuração inicial delas foi diferente da adotada na REPLAN, optando-se por esquemas de refino mais complexos do que os considerados até então. Enquanto a REPAR (Refinaria Presidente Getúlio Vargas), que entrou em operação em 1977, trazia uma Unidade de Desasfaltação a Propano, a REVAP contava com três Unidades de Hidrotratamento processando, respectivamente, nafta, querosene e óleo diesel.

Com relação à localização, a REPAR foi construída a 25 quilômetros de Curitiba, no município de Araucária. A refinaria ocupou uma área de 10 milhões de metros quadrados, com aproximadamente 20% de área construída, e o restante de áreas verdes naturais conservadas (REPAR, 2006). Na sua concepção original contava com as Unidades apresentadas na Tabela 3.22.

Tabela 3.22 – Configuração inicial da REPAR

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)
Destilação Atmosférica e a Vácuo	20 000
Craqueamento Catalítico	6 500
Desasfaltação a Solvente	4 500

Os projetos básicos destas Unidades foram elaborados pela Japan Gasoline Corporation (JGC). Com o passar dos anos uma série de modificações nestas Unidades resultou em um significativo aumento da capacidade de processamento. A Figura 3.13 mostra a refinaria na sua configuração atual.



Figura 3.13 – Configuração atual da REPAR

Além disso, em 2004 entrou em operação uma Unidade de Hidrodessulfurização de Óleo Diesel projetada pela Petrobras. A situação atual desta refinaria é descrita na Tabela 3.23.

Tabela 3.23 – Configuração atual da REPAR

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)
Destilação Atmosférica e a Vácuo	32 000
Craqueamento Catalítico	9 200
Desasfaltação a Solvente	5 100
Hidrodessulfurização de Óleo Diesel	5 000

Atualmente, encontram-se em fase de implantação os seguintes novos projetos para a REPAR, com previsão de entrada em operação para o período 2008-2010: ampliação da Destilação Atmosférica e Vácuo, Unidade de Separação de Propeno, HDS Nafta Craqueada, Coqueamento Retardado, HDT Nafta de Coque, Reforma Catalítica e HDT Instáveis.

A Refinaria do Vale do Paraíba, REVAP, localizada em São José dos Campos possui uma área equivalente à da REPAR. Sua construção foi iniciada em 01 de fevereiro de 1974 (REVAP, 2005), entrando em operação em 24 de março de 1980. A Tabela 3.24 apresenta a configuração inicial da refinaria.

Tabela 3.24 – Configuração inicial da REVAP

Unidade	Carga inicial (m ³ /d)
Destilação Atmosférica e Vácuo	30 000
Craqueamento Catalítico	9 000
Hidrotratamento de Nafta	3 000
Hidrotratamento de Querosene	3 500
Hidrotratamento de Óleo Diesel	6 500

A opção por um esquema de refino com Unidades de Hidrotratamento representa o primeiro passo significativo em busca da melhoria da qualidade dos derivados. Em 1993, entrou em operação a Unidade de Desasfaltação a Solvente projetada pela Petrobras, viabilizando o aumento da oferta de carga para a Unidade de Craqueamento Catalítico. Esta unidade sofreu sucessivas modificações de processo viabilizando o aumento gradativo da carga processada, atingindo, atualmente, 14 000 m³/d. A Figura 3.14 mostra uma imagem atual da REVAP.



Figura 3.14 – Configuração atual da REVAP

No que tange à Unidade de Destilação Atmosférica o mesmo processo resultou em um aumento de capacidade para 40 000 m³/d, sendo esta atualmente a maior Unidade de Destilação no Brasil.

A REVAP é hoje responsável pelo abastecimento de aproximadamente 15% do mercado brasileiro. Encontra-se, também, em franco processo de modernização, e estará contando no período 2008-2010 com as seguintes novas unidades: Separação de Propeno, HDS Nafta Craqueada, HDT Nafta de Coque, Reforma Catalítica, Coqueamento Retardado e HDT Instáveis.

2.2.8 As Particulares: Ipiranga e Manguinhos

As duas refinarias particulares existentes hoje no Brasil foram concebidas antes da existência da Petrobras. Ambas apresentam uma pequena capacidade de processamento, o que gera dificuldades expressivas quanto à economicidade de sua operação. Além disso, suas configurações não sofreram expressivas modificações ao longo dos últimos anos, o que vai representar um grande desafio mantê-las em operação num cenário cada vez mais exigente no que tange à qualidade de produtos.

Com relação à configuração inicial destas refinarias, podem-se destacar diferenças interessantes de configuração. A Refinaria de Manguinhos não apresenta Unidade de Destilação a Vácuo, o que obrigatoriamente implica na necessidade de processamento de petróleos leves. A configuração é simples ainda dispendo de processos térmicos de conversão do resíduo

atmosférico (Unidades de Craqueamento Térmico e Viscorredução). Em 1989, com a proibição da utilização do chumbo tetraetila como “booster” de octanagem, tornou-se necessária a implantação de uma Unidade de Reforma Catalítica, que entrou em operação em 1992. Esta refinaria foi adquirida pela Repsol-YPF após a quebra do monopólio estatal e necessita de investimentos para superar os desafios que se apresentam para a indústria do refino, principalmente, na questão de atendimento às especificações dos derivados e exigências ambientais. Suas unidades industriais encontram-se, atualmente, fora de operação, operando apenas a parte de transferência e estocagem para a comercialização de derivados, produzidos por misturas de frações de petróleo compradas no mercado nacional ou internacional.

Já a refinaria da Ipiranga apresenta um esquema de refino semelhante aos originais das demais refinarias da Petrobras com Destilação Atmosférica e a Vácuo e Craqueamento Catalítico. A capacidade atual das Unidades destas refinarias é apresentada na Tabela 3.25.

Tabela 3.25 – Capacidade atual em m³/d da Refinaria de Manguinhos (OIL&GAS, 2006) e Ipiranga (IPIRANGA, 2006)

Processo	Manguinhos	Ipiranga
Destilação Atmosférica	2 226	2 544
Destilação a Vácuo	---	795
Craqueamento Catalítico	---	550
Craqueamento Térmico	600	---
Viscorredução	1 000	---
HDT Nafta	477	---
Reforma Catalítica	477	---

2.2.9 A Especial: LUBNOR

A concepção desta refinaria data do início da década de 60 quando se decidiu investir na implantação de uma fábrica de asfalto no Ceará. Em 24 de junho de 1966, foi inaugurada a Fábrica de Asfalto de Fortaleza (ASFOR). Inicialmente, a Unidade processava 450 m³/dia de petróleo pesado venezuelano. Esta refinaria não possui torre de Destilação Atmosférica, sendo o petróleo dessalgado enviado diretamente para a Torre de Vácuo. Ao longo dos anos, passou por

várias ampliações, atingindo atualmente a capacidade de processamento de 1.100 m³/dia (LUBNOR, 2006).

Um importante aspecto que deve ser lembrado diz respeito à importante iniciativa de se substituir o petróleo importado por petróleos nacionais. O petróleo venezuelano Bachaquero deixou de ser processado nesta refinaria, passando-se a processar uma mistura de petróleos nacionais pesados como o Fazenda Alegre, Fazenda Belém e Jubarte.

Outro aspecto importante foi a instalação de uma Unidade de Processamento de Gás Natural em 1987 e a entrada em operação em 1998 da primeira Unidade de Produção de Lubrificantes Naftênicos da Petrobras. Esta Unidade tem como objetivo hidrotratar determinadas faixas de gasóleos produzindo os lubrificantes básicos naftênicos. A Figura 3.15 apresenta esta Unidade.



Figura 3.15 – ULUB – Unidade de Produção de Lubrificantes Naftênicos

Com esta iniciativa, a ASFOR passou a ser chamada LUBNOR (Lubrificantes do Nordeste).

2.3 Conclusão

Conforme se pode observar, a configuração do Parque de Refino brasileiro foi sendo alterada significativamente ao longo dos anos em função da mudança dos cenários externos, tanto de qualidade dos produtos quanto da matéria prima processada.

O capítulo 5 apresentará a evolução dos cenários e do Parque tanto no que se refere ao aumento da capacidade quanto à complexidade, permitindo deste modo uma adequada

visualização da extensão destas alterações. A análise destes dados indica como os esquemas de refino sofrem mudanças ao longo do tempo.

3 INDICADORES DE EVOLUÇÃO DO REFINO BRASILEIRO

A história do Parque de Refino Brasileiro se desenvolveu sob os cenários mais diversos: desde a inexistência de capacidade de refino à escassez de petróleo; desde especificações extremamente simplificadas até as atualmente adotadas para o querosene de aviação com dezenas de itens; desde a necessidade de importar todo o petróleo processado até a possibilidade de processar unicamente petróleo nacional. Sob cenário tão diversificado, a configuração dos esquemas de refino foi continuamente sendo alterada. Será apresentado neste capítulo como esta estrutura foi sendo modificada, assim como a evolução da capacidade de refino e do grau de complexidade das instalações adotando-se uma periodização de cinco anos desde 1935 até 2005. Será apresentada, também, a evolução das especificações dos derivados (gasolina e óleo diesel), assim como a mudança do perfil da matéria prima. Outro ponto importante que será abordado diz respeito à evolução da preocupação com as questões ambientais no projeto de novas Unidades e no equacionamento de problemas antigos.

3.1 Capacidade de Refino

A capacidade de refino brasileira, cujo marco inicial foi a Destilaria Riograndense, vem crescendo continuamente, se situando, em vários momentos de nossa história, em patamar superior ao mercado interno, fazendo com que existisse uma acentuada ociosidade no parque de refino. Atualmente, o Brasil está em mais um ciclo de déficit de refino, o que indica a necessidade de investimento em aumento de capacidade. A Figura 4.1 apresenta uma relação entre capacidade de refino e o mercado brasileiro nas últimas décadas, ilustrando a questão. É importante ressaltar que não basta atingirmos um determinado patamar de refino, mas deve-se ter um perfil de produção adequado ao mercado que se deseja atender.

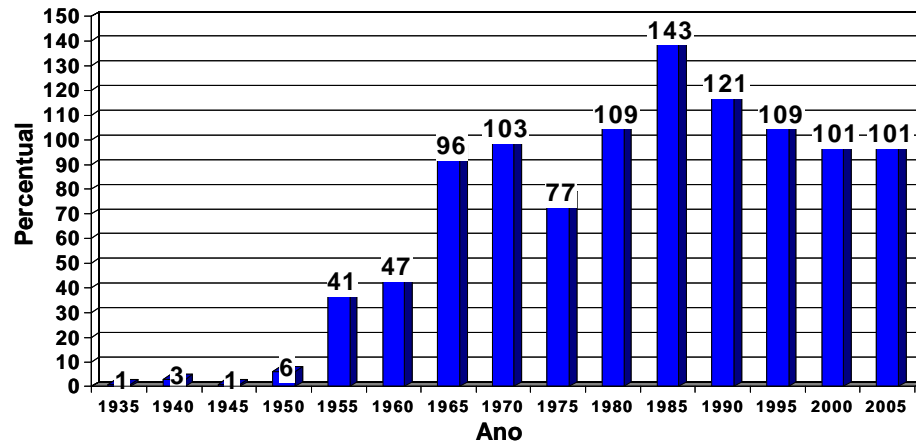


Figura 4.1 – Relação entre a Capacidade de Refino e o Mercado Total Brasil

Ao longo do tempo, a concepção de refinarias de pequeno porte foi dando lugar à implantação de refinarias com elevada capacidade. Em função disto, o acréscimo de cada nova refinaria passou a impactar significativamente na capacidade de refino total do país. A Figura 4.2 ilustra esta evolução e o impacto causado por cada novo empreendimento. Outro aspecto interessante que se pode observar é o aumento de capacidade por aproveitamento das folgas de projeto e pela introdução de pequenos projetos de engenharia. Em termos práticos, uma refinaria com capacidade de destilação da ordem de 300 mil bl/d surgiu a partir destas ações no período 1995 a 2005.

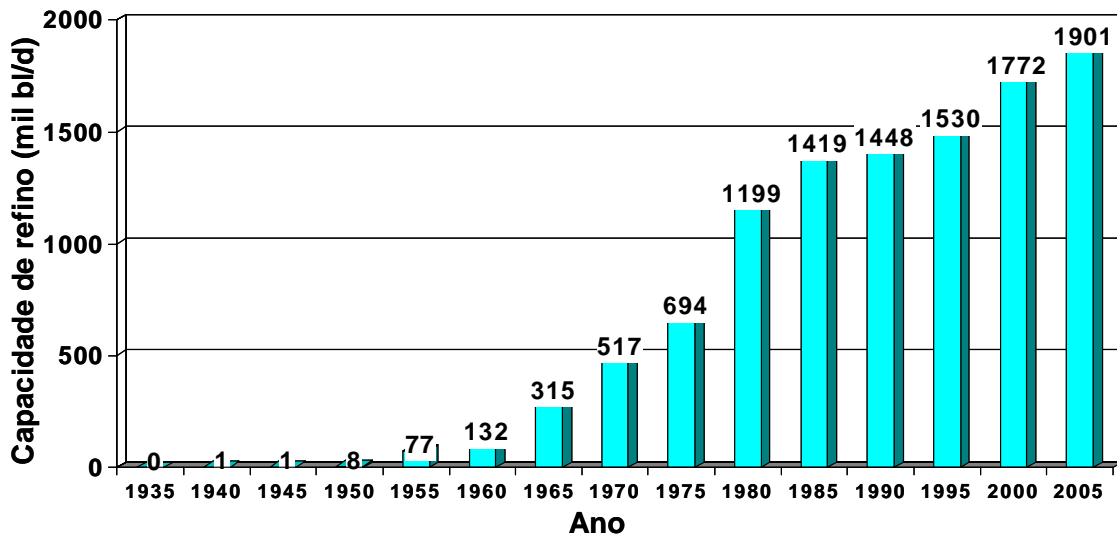


Figura 4.2 – Evolução da Capacidade de Refino Brasileira

Pode se observar o monopólio bem exercido pela PETROBRAS através do incremento na capacidade de refino. Em 1955, um ano após sua criação, o patamar era de 77 mil bl/d (12 243 m³/d), evoluindo para 1199 mil bl/d (190 141 m³/d) em 1980, o que corresponde a um acréscimo de quase dezesseis vezes. Existe, também, um impacto causado pela qualidade do petróleo na capacidade de processamento. Algumas refinarias, em função do aumento do percentual de petróleo nacional pesado na sua carga processada, sofreram redução na sua capacidade de processamento ao longo da sua história. Este impacto não se observa nas curvas apresentadas já que existiu uma compensação pelo aumento de capacidade em outras refinarias fazendo com que sempre houvesse uma elevação na capacidade de processamento total no Brasil. As refinarias desativadas também não significaram problemas já que eram todas de pequena capacidade.

A situação atual brasileira é de liderança na América do Sul e no Caribe, ocupando o 12º lugar no mundo em termos de capacidade total, sendo responsável por 2% da capacidade de refino mundial. A Tabela 4.1 apresenta os vinte países com maior capacidade de refino (OIL&GAS JOURNAL, 2006), e que apresentam capacidade de processamento superior a um milhão de barris por dia. Na América do Sul e Caribe apenas Brasil e Venezuela superaram esta marca.

Tabela 4.1 – Capacidade de Refino em janeiro de 2006

Posição	País	Número de refinarias	Capacidade total de refino (mil bl/d)
1	Estados Unidos	131	17 126
2	China	51	6 246
3	Rússia	41	5 341
4	Japão	31	4 672
5	Coréia do Sul	6	2 577
6	Alemanha	15	2 428
7	Itália	17	2 324
8	Índia	17	2 255
9	Arábia Saudita	7	2 095
10	Canadá	21	2 017
11	França	13	1 980
12	Brasil	13	1 908
13	Reino Unido	11	1 877
14	México	6	1 684
15	Irã	9	1 451
16	Singapura	3	1 337
17	Venezuela	5	1 282
18	Espanha	9	1 272
19	Holanda	6	1 222
20	Taiwan	4	1 220

Outra informação interessante diz respeito às maiores refinarias do mundo. A Tabela 4.2 mostra a capacidade total de processamento e local onde foram construídas as nove refinarias com capacidade superior a 500 mil b/d (OIL&GAS JOURNAL, 2006).

Tabela 4.2 – Maiores refinarias do mundo em capacidade de processamento

Posição	Nome	Local	Capacidade total de refino (mil bl/d)
1	Paraguana Refining Center	Cardon/Judibana, Venezuela	940
2	SK Corp.	Ulsan, Coréia do Sul	817
3	Reliance Petroleum Ltd.	Jamnagar, Índia	660
4	LG-Caltex	Yosu, Coréia do Sul	650
5	ExxonMobil Refining & Supply Co.	Jurong/Pulau Ayer Chawan, Singapura	605
6	ExxonMobil Refining & Supply Co.	Baytown, Texas – Estados Unidos	563
7	Saudi Arabian Oil Co. (Saudi Aramco)	Ras Tanura, Arábia Saudita	550
8	S-Oil Corp.	Onsan, Coréia do Sul	520
9	ExxonMobil Refining & Supply Co.	Baton Rouge, Lousiana – Estados Unidos	501

Refinarias com pequena capacidade de processamento e baixa complexidade têm maiores dificuldades de sobrevivência num cenário de margens de refino reduzidas. A média mundial hoje entre as 662 refinarias em operação é de 129 mil bl/d (20 511 m³/d), enquanto a brasileira é superior, atingindo 147 mil bl/d (23 373 m³/d). Estes números nem se comparam com os adotados no parque de refino da Coréia do Sul, onde as seis refinarias apresentam uma média de 429 mil bl/d (68 211 m³/d), embora tenham baixa complexidade.

A situação brasileira, porém, é muito interessante já que o aumento na disponibilidade de petróleo nacional, conjugado ao crescimento do mercado interno, tem gerado forte interesse em

aumentar esta capacidade, fazendo com que o Brasil esteja caminhando para alcançar, no início da próxima década, o grupo dos dez maiores refinadores do mundo.

3.2 Petróleos Processados

O Parque de Refino brasileiro foi projetado utilizando-se como base petróleos importados, então disponíveis no mercado internacional, e que apresentavam elevado °API. Esta característica implica numa produção elevada de derivados leves e médios de maior valor, sem a necessidade de unidades de conversão, gerando, portanto, um Esquema de Refino simples. A Tabela 4.3 apresenta os petróleos utilizados na base de projeto das unidades de Destilação Atmosférica e Vácuo das refinarias da PETROBRAS (MARTINS, 1977). Adicionalmente, são apresentados os valores médios do °API de projeto e os valores médios processados em 2005 (Dados compilados pelo autor).

Tabela 4.3 – °API Médio da Base de Projeto das Unidades de Destilação e °API Médio em 2005

Refinaria	Petróleo (base de projeto)	°API projeto	API em 2005
REVAP	Árabe Leve, Kuwait, Safaniya	34	24
REPAR	Baiano, Kuwait, Abu Dhabi	36	26
REPLAN	Baiano, Safaniya, Abu Dabhi	36	26
REGAP	Árabe Leve, Baiano, Lagotreco	34	25
REFAP	Árabe Leve, Baiano, Lagotreco	34	32
RECAP	Kuwait, Árabe Leve, Oficina	34	29
REMAN	Ganso Azul	39	46
RPBC	Árabe Leve, Baiano	34	25
REDUC	Baiano, Árabe Leve, Lagomar, (U-1210) Tia Juana, Nova Olinda	34	26
REDUC	Árabe Leve, Basrah, Lagomedio	33	33
RLAM	Dom João, Baiano, Kuwait, Safaniya, Árabe Leve	36	30
LUBNOR	Boscan	17	14

Como se pode observar, a diferença entre a base de projeto e o patamar atualmente processado é expressiva. Excetuando-se a LUBNOR, refinaria voltada para a produção de asfaltos e, conseqüentemente, projetada para o processamento de petróleos de baixo °API, a REMAN afetada pela descoberta do petróleo Urucu e os dois conjuntos voltados para a produção de lubrificantes e parafinas da REDUC, todas passaram a processar petróleos mais pesados.

Com relação ao conjunto de petróleos processados ao longo do tempo nas refinarias da PETROBRAS, a Tabela 4.4 ilustra a variabilidade do elenco e a expressiva predominância de crus importados de diversas origens, nas fases iniciais do refino no Brasil (MARTINS, 1977).

Tabela 4.4 – Petróleos Processados no BRASIL

1956	1966	1976
Nacionais: Baiano Carmópolis Dom João	Nacionais: Baiano Carmópolis	Nacionais: Alagoano Baiano Carmópolis
Importados: Abqaiq Árabe Leve Oficina Tia Juana	Importados: Aghajari Árabe Leve Árabe Pesado Bachaquero Basrah Boscan Lagomedio Muhanoviskaja Nigeriano Pillon Recón – Lacocinco Recón – Lagotreco Rio Zulia Romanshinskaja	Importados: Abu Dabhi Árabe Leve Árabe Pesado Arzew Bachaquero Basrah Boscan Fereidoon Iraniano Leve Iraniano Pesado Kirkuk Kuwait Lagomedio Mandji Nigeriano Ras al Kafji Ras Gaharib Recón – Lagotreco Recon Merey Rumaila Sarir Sasan Shiviyacu Ural Zarzaitine Zueitina

Com as descobertas da Bacia de Campos e os investimentos em exploração e produção nas décadas de 80-90, a PETROBRAS foi aumentando o processamento de petróleos nacionais, mais pesados que os importados, o que implica em um acréscimo na produção de óleo combustível, produto de menor valor agregado, ou seja, de menor interesse econômico. Adicionalmente, a oferta de gás natural, seja o produzido no Brasil, ou o gás boliviano, reduziu o mercado de óleo combustível. Em função disto, o Brasil passou a ser exportador deste derivado. A Figura 4.3 apresenta a exportação brasileira de óleo combustível ao longo dos últimos anos (ANP, 2007).

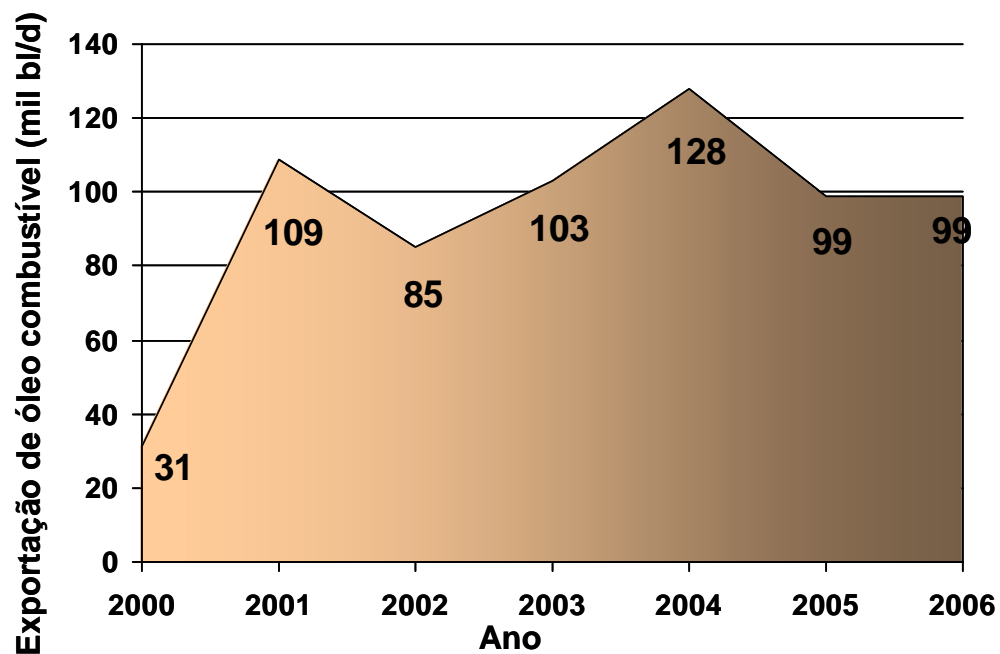


Figura 4.3 – Exportação de Óleo Combustível

As características do petróleo nacional não podem ser generalizadas, já que dispomos, na verdade, de uma ampla gama de petróleos diferentes produzidos no Brasil. Existe, porém, uma tendência, notadamente nos poços da Bacia de Campos, que são responsáveis pelo fornecimento de aproximadamente 80% do petróleo produzido no país, de se processar crus com maiores teores de compostos nitrogenados que geram instabilidade química nos derivados, além de efeitos nocivos aos catalisadores de processo. Outras questões são a sua acidez naftênica mais elevada e o baixo $^{\circ}$ API, o que acelera o processo de degradação das instalações e o aumento do rendimento das frações pesadas (gasóleos e resíduo de vácuo).

Em função destas características tornou-se necessário estabelecer um processo de adequação metalúrgica gradativa das instalações das refinarias que passaram a processar estes petróleos em percentuais mais elevados (PERISSÉ, 2004). Além disto, a capacidade de conversão de resíduo de vácuo, com a implantação de unidades de coqueamento retardado começou a ser incrementada a partir do aumento da disponibilidade dos petróleos produzidos no Brasil (LEITE, 2001). A Figura 4.4 ilustra a queda do °API do petróleo processado ao longo dos anos (Dados compilados pelo autor) fruto do aumento do processamento do petróleo nacional nas refinarias brasileiras.

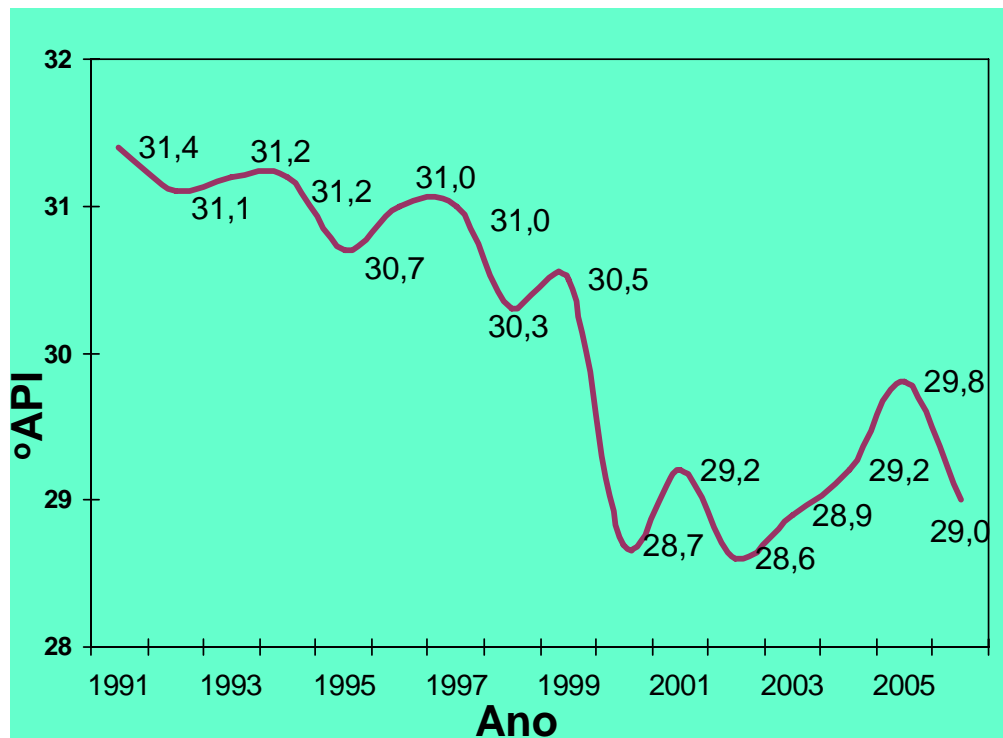


Figura 4.4 – °API médio do Petróleo Processado no Brasil

Outra informação interessante, e que se complementa com a expressa acima, é o percentual do petróleo nacional processado que é apresentado na Figura 4.5.

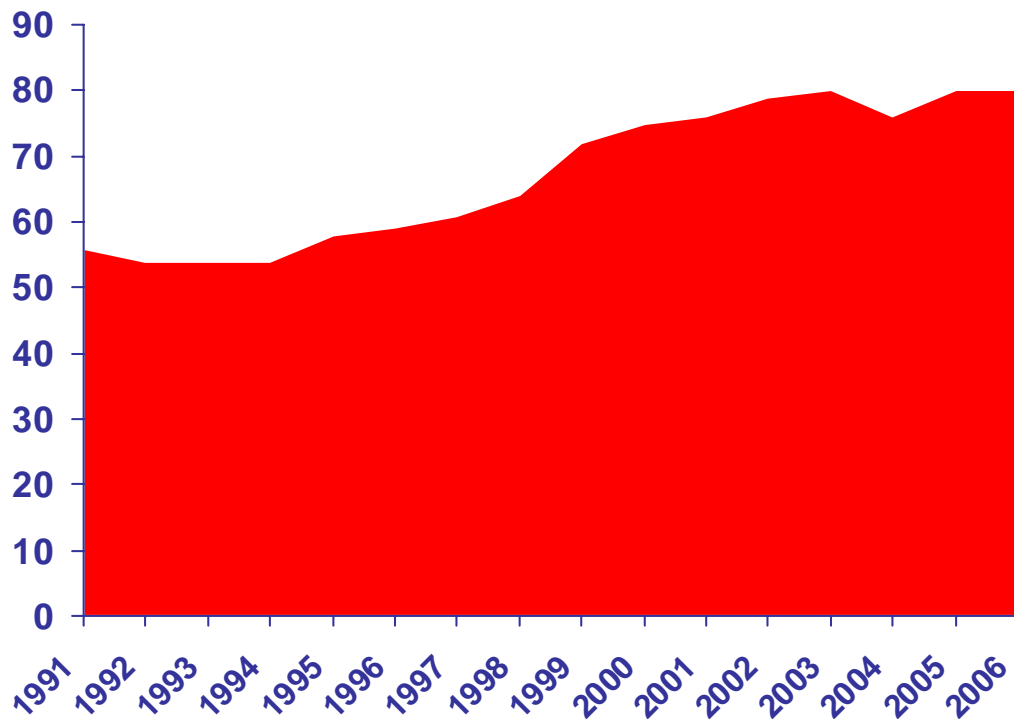


Figura 4.5 – Percentual do Petróleo Nacional Processado no Brasil

Como se pode observar nessa figura, o patamar de 80% já atingido em 2002 se mantém, tornando necessárias algumas medidas que possibilitem o processamento econômico do petróleo nacional, minimizando-se as trocas de petróleo. Atualmente, pratica-se a exportação de petróleos nacionais pesados e a importação de petróleos mais leves para aumento da produção de óleo diesel, produto que ainda apresenta déficit em relação ao mercado.

No Capítulo 6 serão apresentados os empreendimentos já em avaliação, assim como possíveis alternativas que confirmam ao nosso parque de refino condições de processar o petróleo nacional de forma economicamente interessante.

3.2.1 Preço para os Petróleos

Um aspecto muito importante para o desenvolvimento de qualquer modelo de planejamento do refino é o estabelecimento de uma estimativa para o preço dos petróleos. Uma interessante metodologia é apresentada pelo Energy Sector Management Assistance Programme (ESMAP) que é gerenciado pelo Banco Mundial. Sua missão é promover a aplicação da energia na redução da pobreza e no crescimento econômico em bases ambientalmente responsáveis. Sua

preocupação está relacionada ao fato das diferenças de composição entre crus de diversas origens implicarem em diferentes rendimentos dos derivados, na necessidade de processos mais complexos de modo a se atender às especificações vigentes, ou até na inviabilidade de seu processamento em refinarias que não possuem determinados processos.

No caso da indústria do petróleo de muitos países em desenvolvimento, surge uma forte dependência da exportação de petróleo para o equilíbrio de sua balança comercial. Conseqüentemente, a definição do preço do petróleo de modo a se obter uma previsão das receitas com esta venda torna-se muito importante. Obviamente, não existem projeções disponíveis para os mais de 160 tipos de petróleo comercializados atualmente no mundo (ENERGY INTELLIGENCE, 2004). Em função disto, estabelecer uma base de comparação entre eles e os principais petróleos de referência torna-se interessante. Estes petróleos são os North Sea Brent e West Texas Intermediate que apresentam as características indicadas na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Características dos Petróleos de Referência

Petróleo	°API	Enxofre total(%m/m)	Acidez Total(mg KOH/g)
North Sea Brent	38,3	0,37	0,07
West Texas Intermediate	39,4	0,44	0,09

As três características apresentadas acima são determinadas por testes práticos, usuais na indústria do petróleo, e permitem uma identificação preliminar das características do petróleo e do grau de complexidade de uma refinaria para processá-lo economicamente, gerando derivados de maior valor agregado. Quando um determinado petróleo se mostra adequado às características do esquema de refino e necessidades de mercado de um elevado número de refinarias, ele recebe um prêmio em relação aos petróleos que só podem ser processados em um pequeno número de instalações ou apresentam um baixo rendimento dos produtos requisitados pelo mercado.

O API mede a densidade do petróleo e permite uma primeira comparação entre eles, sendo expresso pela fórmula:

$$\text{API} = 141,5/d_{60/60} - 131,5$$

A densidade expressa na fórmula é o resultado da relação entre a massa específica do petróleo a 60 °F e a massa específica da água na mesma temperatura. Quanto maior o API, menor

a densidade e, conseqüentemente, maior o potencial de produção de derivados leves, o que possibilita o processamento deste petróleo em refinaria com pequena capacidade de conversão. Pode se inferir, então, que o preço de um petróleo será maior na medida em que ele apresente um API superior ao do petróleo de referência.

O teor de enxofre do petróleo também oferece uma informação importante, e impacta no seu preço final. Quanto maior o teor de enxofre do petróleo, maior este teor nos derivados existindo uma tendência de concentração nas frações mais pesadas. Deste modo, torna-se importante a remoção do enxofre em unidades de hidrotreatamento visando atender às especificações dos produtos definidas pela legislação de cada país. De modo a se dimensionar o impacto desta questão nos esquemas de refino basta mencionar que a especificação já praticada em alguns países para o óleo diesel é de 50 ppm de enxofre máximo, ou seja, 0,005% m/m. Quanto maior o teor de enxofre de um dado petróleo, portanto, maior a complexidade da refinaria necessária para processá-lo economicamente, já que se torna necessário, além da remoção deste enxofre, a existência de um conjunto de unidades que viabilizem a produção do enxofre ou de algum outro insumo, como por exemplo, ácido sulfúrico, para utilização interna na refinaria ou comercialização.

A acidez total, por sua vez, gera problemas no processamento do petróleo, em função da corrosão nos equipamentos. Uma refinaria precisa adaptar a metalurgia de alguns sistemas de modo a processar estes petróleos, ou adotar a estratégia de misturá-los com outros de menor acidez. Qualquer que seja a estratégia adotada, a existência de acidez no petróleo implica numa penalidade em seu preço, reduzindo seu valor comercial. Este parâmetro passou a ter uma importância maior em função da crescente oferta de petróleos ácidos no mercado mundial, e, no caso brasileiro, assume papel preponderante já que a produção brasileira apresenta elevada acidez total em diversos campos já em produção em nossa Plataforma Continental.

Para efeito de comparação, a tabela 4.6 apresenta estas três características (API, acidez e teor de enxofre) de alguns petróleos nacionais.

Tabela 4.6 – Propriedade de Petróleos Nacionais

Petróleo	API	Enxofre total (%m/m)	Acidez Total (mg KOH/g)
Albacora	28,3	0,44	0,15
Baiano	36,5	0,06	0,11
Cabiúnas	25,5	0,47	0,66
Caravela	40,7	0,08	0,03
Fazenda Alegre	13,2	0,31	0,80
Fazenda Belém	12,7	1,23	1,24
Marlim Leste	17,8	0,68	3,01
Marlim P-33	19,9	0,74	1,07
Marlim Sul	16,1	0,77	2,22
RGN Mistura	29,5	0,33	0,46
Urucu	45,6	0,05	0,01

O modelo desenvolvido (BACON, 2005), baseado em dados de mercado de 56 diferentes petróleos, apresenta os seguintes resultados e considerações:

- cada grau API superior ao do petróleo referência resulta num aumento de US\$ 0,007/US\$ do preço Brent;
- cada 1% em massa do teor de enxofre acima do petróleo referência resulta numa redução de US\$ 0,056/US\$ do preço Brent;
- cada 1 mg KOH/g de petróleo acima do petróleo referência resulta numa redução de US\$ 0,051/US\$ do preço Brent;
- baixo nível de acidez total, inferior a 0,5 mg KOH/g de petróleo, não é considerado capaz de gerar problemas de corrosão;
- utilização do parâmetro acidez total, apesar da acidez naftênica apresentar melhor correlação com os problemas de corrosão, em função da maior disponibilidade de informações sobre acidez total de petróleos;
- o petróleo mais leve considerado foi o Griffin (API 55,1) e o mais pesado é o Marlim (API 20,1);

- com relação ao enxofre o mais rico foi o Lloyd blend (3,5%) e o de menor teor, o Belida (0,02%);

- o petróleo mais ácido foi o Duri (1,27 mg KOH/g de petróleo).

A Figura 4.6 mostra qual seria o “spread”, diferença entre o preço do petróleo referência Brent e alguns petróleos brasileiros, baseado no modelo acima, considerando o preço do petróleo de referência Brent de 60 US\$/bbl. Como se pode observar, na cesta de petróleos brasileiros, estão disponíveis petróleos com valor intrínseco superior à referência, mas o Marlim com °API em torno de 20 apresenta uma diferença da ordem de 11 US\$/bbl abaixo da referência. Vale ressaltar que alguns dos petróleos brasileiros apresentam propriedades fora da faixa da correlação.

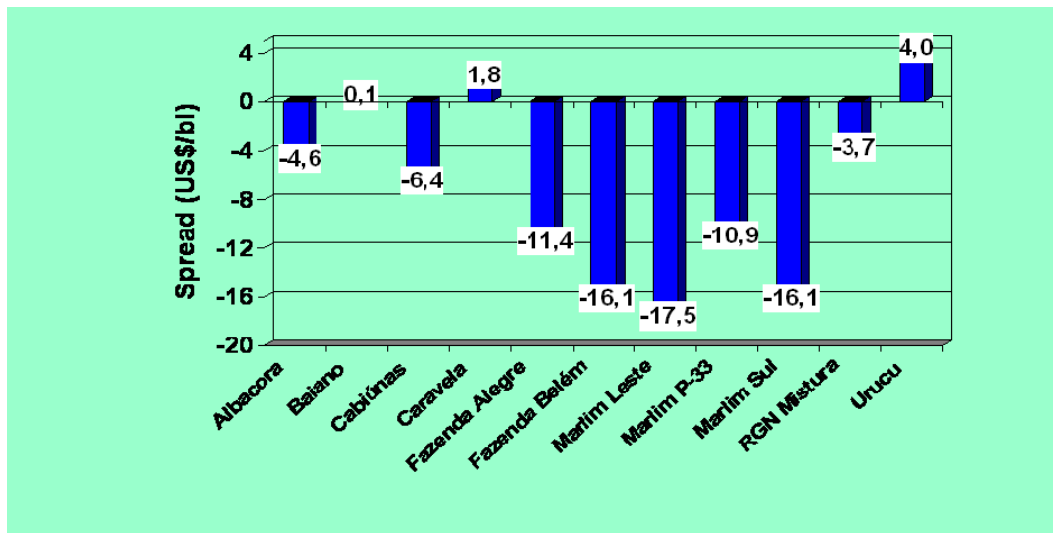


Figura 4.6 – Spread para Petróleos Nacionais (US\$/bbl com Brent a 60 US\$/bbl)

A questão do valor do petróleo e dos derivados é crucial de modo a se viabilizar economicamente a instalação de uma nova refinaria, ou mesmo na decisão sobre adequação das instalações. Por exemplo, um elevado “spread” entre derivados leves e pesados aponta para a viabilidade do aumento de conversão em uma refinaria, reduzindo-se a produção de óleo combustível, ou viabilizando o processamento de petróleos mais pesados.

Levando-se em conta as questões referentes à presença dos compostos nitrogenados nos derivados de petróleo, apresenta-se na Tabela 4.7, o valor do teor de nitrogênio nos petróleos que foram analisados neste item.

Tabela 4.7 – Teor de Nitrogênio de Petróleos Nacionais e os de Referência

Petróleo	Nitrogênio total (%m/m)
Brent	0,07
Baiano	0,14
Cabiúnas	0,34
Caravela	0,04
Fazenda Alegre	0,33
Fazenda Belém	0,53
Marlim Leste	0,54
Marlim P-33	0,47
Marlim Sul	0,55
RGN Mistura	0,16
Urucu	0,01

Obs: Pode-se citar o valor de referência limite de 0,25 %m/m para definir os petróleos considerados de alto teor de nitrogênio.

3.3 Especificação dos derivados

A gama de produtos de uma refinaria de petróleo é enorme. Diversos são os derivados comercializados conforme se observa na Figura 4.7. Como, porém, a gasolina e o óleo diesel respondem por aproximadamente dois terços do mercado total de derivados, optou-se por avaliar neste capítulo a evolução na especificação destes dois derivados apenas.

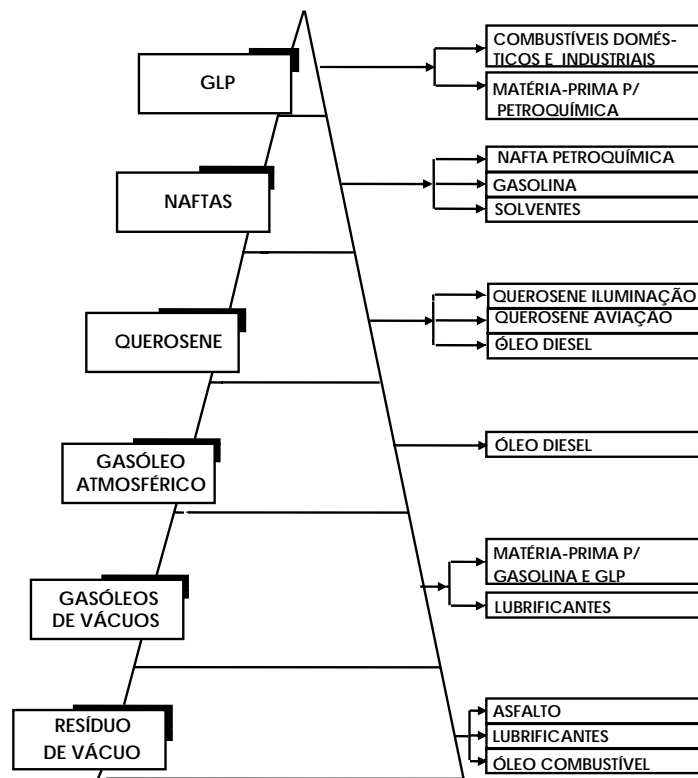


Figura 4.7 – Produtos de Petróleo (FARAH, 1989)

Dentre os produtos energéticos (combustíveis e gases em geral) destacam-se, além da gasolina e do óleo diesel, que serão analisados em maiores detalhes, o GLP, o querosene de aviação, o coque e o óleo combustível. Dentre os não-energéticos, destacam-se as parafinas, os lubrificantes, o asfalto e os petroquímicos (propeno, tolueno, xileno, etc). Este grupo apresenta um valor agregado muito superior ao do grupo dos energéticos, porém sua demanda é substancialmente menor.

A realidade brasileira atual é bem distinta comparada à configuração inicial do parque nacional quando havia um cenário de grande dependência de petróleo externo e baixo nível de restrições ambientais. O óleo diesel era produzido diretamente, a partir das unidades de Destilação Atmosférica e a Vácuo, sem necessidade de qualquer tratamento adicional. Em função disto, a qualidade deste derivado ficava diretamente dependente das características do petróleo processado. A expressiva oferta de petróleos com elevado teor de enxofre não afetava de forma importante o refino, pois as especificações do óleo diesel nessa época eram pouco rígidas. Em função disto, e de não haver nenhum expressivo avanço nas especificações no período de 1955 a 1993, conforme se observa na Tabela 4.8 construída a partir das resoluções dos órgãos

reguladores, verifica-se a inexistência de unidades de hidrotreatamento, que poderiam remover este contaminante. Poder-se-á observar, também, que o item densidade não foi mais considerado e o índice de cetano (índice obtido a partir de pontos da curva de destilação e da densidade do óleo diesel, buscando representar o número de cetano) só passou a fazer parte da especificação em 1980, substituindo o índice diesel (método não mais utilizado e que era obtido pelo produto do Ponto de Anilina ($^{\circ}\text{F}$) e o $^{\circ}\text{API}$ divididos por 100 (FARAH, 1989)).

Tabela 4.8 – Evolução da especificação do óleo diesel em termos de teor de enxofre máximo (% massa/massa), densidade e índice de cetano de 1955 a 1989, de acordo com as resoluções do Conselho Nacional do Petróleo-CNP

	Resolução e data					
	Nº 05	Nº 03	Nº 03	Nº 06	Nº 04	Nº 07
	29/11/55	12/3/63	25/4/67	30/10/73	9/3/76	22/01/80
% de enxofre máximo	1,0	1,0	1,0	1,3	1,3	1,3
$d_{15/4}$	0,82-0,86	-	-	-	-	-
Índice mínimo	48 (*)	48 (*)	48 (*)	48 (*)	48 (*)	45 (**)

(*) Índice Diesel

(**) Índice de cetano, calculado de acordo com ASTM D-976

Para se promover um avanço na questão ambiental no que se refere às emissões de SO_x provocadas pelo elevado teor de enxofre foram necessárias as seguintes ações:

- implantação de unidades de hidrotreatamento;
- modificação na alocação de petróleos;
- adoção de uma diferenciação no óleo diesel produzido, destinando um produto com menor teor de enxofre para as regiões metropolitanas.

A redução do limite máximo do teor de enxofre a partir de 1994, já levou em conta esta produção de dois tipos de óleo diesel, sendo um chamado de óleo diesel metropolitano, como mostrado na Tabela 4.9 e o óleo diesel regular na Tabela 4.10. Além deste item da especificação, outros dois itens têm sido objeto de negociação com as montadoras de veículos e os órgãos ambientais: o número de cetano e a faixa de densidade. Ambos são apresentados nas tabelas referenciadas.

Tabela 4.9 – Evolução da especificação do óleo diesel metropolitano de acordo com as resoluções do Departamento Nacional de Combustíveis (DNC, 1993 a 1997) e de acordo com a Agência Nacional de Petróleo (ANP, 2001 a 2006)

Tipo	DNC Nº 28 20/12/93	DNC Nº 09 27/03/96	DNC Nº 32 13/08/97	ANP Nº 310 27/12/01	ANP Nº 15 17/07/06
% m/m enxofre máximo	0,5	0,5	0,2	0,2	0,05
d _{20/4}	0,82-0,88	0,82-0,88	0,82-0,88	0,82-0,865	0,82-0,865
Índice Cetano mínimo	45	45	45	45	45
Numero cetano mínimo	40	40	40	42	42

Tabela 4.10 – Evolução da especificação do óleo diesel regular de acordo com as resoluções do Departamento Nacional de Combustíveis (DNC, 1993 a 1997) e de acordo com a Agência Nacional de Petróleo (ANP, 2001 a 2006)

Tipo	DNC Nº 28 20/12/93	DNC Nº 09 27/03/96	DNC Nº 32 13/08/97	ANP Nº 310 27/12/01	ANP Nº 15 17/07/06
% m/m enxofre máximo	1,0	1,0	0,5	0,35	0,20
d _{20/4}	0,82-0,88	0,82-0,88	0,82-0,88	0,82-0,88	0,82-0,88
Índice Cetano mínimo	45	45	45	45	45
Numero cetano mínimo	40	40	40	40	42

Atualmente, em função das características do petróleo brasileiro e pelo fato de que o uso da correlação do índice de cetano (Método ASTM D-4737) não estar se mostrando efetiva para o óleo diesel produzido em nossas refinarias para representar as características de combustão do produto, o que dificulta a otimização da produção, as refinarias têm instalado equipamentos para medição do número de cetano. A especificação brasileira determina que, em caso de dúvidas, prevaleça o valor obtido na análise utilizando o motor. Este item da especificação é crítico para as condições brasileiras e o impacto causado na configuração de nosso parque pela necessidade de sua elevação será analisado no Capítulo 5.

Além da expressiva redução do teor de enxofre no período citado, houve um estreitamento na faixa de densidade e aumento do número de cetano, notadamente do óleo diesel metropolitano. O principal impacto desta evolução no nosso Parque é o aumento da severidade (pressão, temperatura e do tempo de residência) da operação das unidades de hidrotreatamento que foram sendo projetadas. O objetivo passou a ser não apenas reduzir o teor de enxofre, mas reduzir o percentual de correntes com baixo número de cetano e elevada densidade.

Vale ressaltar que a elevada demanda brasileira de diesel torna impactante algumas alterações na especificação deste derivado, exigindo grandes somas de investimento. Outro ponto que merece destaque diz respeito à utilização deste derivado. A legislação brasileira não permite a utilização de óleo diesel em veículos leves. Para este tipo de veículo as exigências de número de cetano são maiores que as dos veículos pesados, explicando as diferenças entre os valores praticados aqui e na Europa. Nos Estados Unidos, de forma semelhante ao Brasil, não se praticam elevados valores para o número de cetano, em termo de especificações conforme se observa na Tabela 4.11.

Tabela 4.11 – Comparação do Número de Cetano

	Brasil	EUA	Alemanha
Numero cetano mínimo	42	40	51

Tratando das questões relativas à produção de gasolina, a redução do teor de enxofre, ao longo do tempo, é apresentada na Tabela 4.12. Foi adotada a premissa de apresentar o valor máximo com a mistura com o álcool (gasolina C) desde o momento que a legislação brasileira assim o definiu.

Tabela 4.12 – Evolução da especificação da gasolina C, em termos de teor de enxofre (% m/m) de acordo com as resoluções do Conselho Nacional do Petróleo (CNP, 1955 a 1982) e

Agência Nacional de Petróleo (ANP, 1998 a 2001)

Nº 05	Nº 03	CNP-01	CNP-14	CNP-15	ANP-71	ANP-97	ANP-204	ANP-309
29/11/55	25/4/67	07/01/75	04/09/79	30/11/82	20/05/98	28/12/99	18/08/00	27/12/01
0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,15	0,10	0,10	0,10

Como se pode observar, a redução no teor de enxofre só se efetivou a partir do final da década de 90 alavancado pela à implantação dos sistemas catalíticos de oxi-redução dos gases de

combustão. Tanto Europa quanto Estados Unidos estão, atualmente, em patamares de enxofre inferiores a 50 ppm. A Figura 4.8 mostra o resultado desta evolução em termos de emissões de SO_x para a atmosfera.

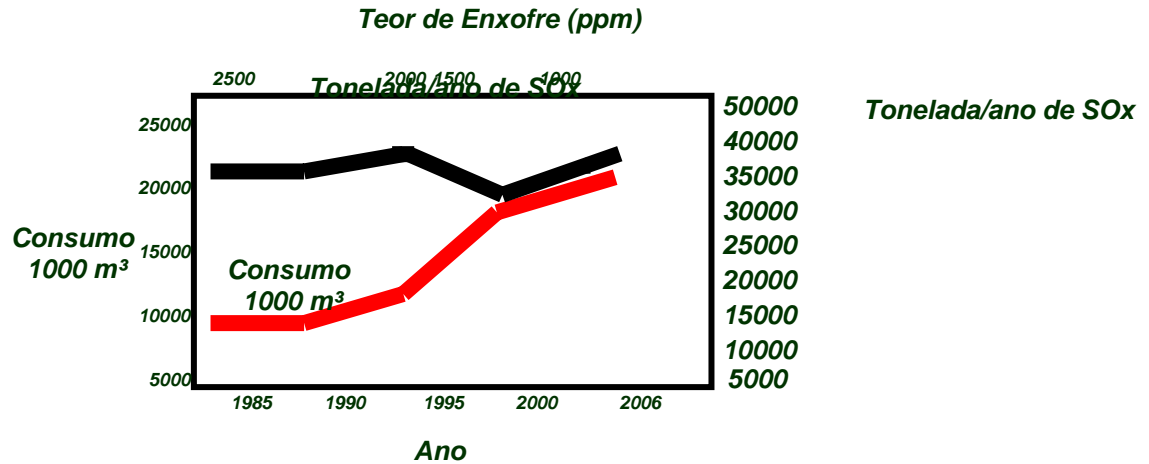


Figura 4.8 – Consumo de gasolina e emissões de SO_x no Brasil (KREMER, 2002)

Esta figura é interessante porque mostra que apesar do aumento no consumo de gasolina no país, o nível de emissões de SO_x não aumentou significativamente. Outro ponto importante da especificação da gasolina que deverá ser observado e que, com as instalações hoje existentes, poderá representar outro grande desafio para o futuro é a sua composição. A Tabela 4.13 apresenta estes itens.

Tabela 4.13 – Evolução da especificação da gasolina C, em termos de teor de benzeno, aromáticos e olefinas (% v/v) de acordo com as resoluções da Agência Nacional de Petróleo

(ANP, 1998 a 2001)

	ANP-197	ANP-204	ANP-309
	28/12/99	18/08/00	27/12/01
Benzeno	2	2	1
Aromáticos	--	--	45
Olefinas	--	--	30

A gasolina produzida no Brasil é rica em olefinas, uma vez que sua produção se dá a partir da nafta craqueada obtida nas unidades de craqueamento catalítico. No Capítulo 5 serão

apresentadas as possíveis soluções para o nosso parque, não só no que tange à redução do teor de enxofre, que ainda é muito elevado, mas também no que se refere à composição.

3.4 Complexidade

O índice de complexidade de Nelson (Wilbur L Nelson) é o mais antigo e tradicional na indústria do petróleo para comparação de refinarias. Sua primeira versão surgiu em artigos publicados em 1960 (NELSON, 1961), tornando-se parte da história desta indústria. Este professor da Universidade de Tulsa, nos Estados Unidos, foi também durante muitos anos editor técnico da *Oil and Gas Journal*, revista tradicional na indústria do petróleo. A proposta de Nelson logo despertou muito interesse, sendo analisada em inúmeros artigos ao longo daquela década, culminando com uma série de artigos (NELSON, 1976) onde são estabelecidos os fatores usados neste trabalho. O seu objetivo era permitir a comparação de refinarias com diferentes esquemas de refino, tentando-se colocá-las numa mesma base. Essa sistemática é muito utilizada por consultorias na área de Petróleo, como a Solomon Associates que utiliza metodologia semelhante, obtendo índices ligeiramente diferentes dos apresentados por Nelson, já que levam em consideração alguns itens referentes a unidades auxiliares. Os dados de empresas de consultoria, porém, costumam ser objeto de acordo de confidencialidade, e não estão, normalmente, disponíveis para uso público. O conceito de complexidade é também utilizado em processos de venda e aquisição de refinarias ou em estudos de desempenho, já que se torna possível a partir desta parametrização, a realização de comparações com referências bem estabelecidas.

No caso de Nelson, este índice se restringe às unidades de processamento (*Inside Battery Limits*), não levando em consideração a geração de utilidades, ou outros itens como tancagem, terminais, etc. O principal objetivo é o de permitir uma visão da complexidade da refinaria, do seu custo de reposição e do impacto da adição de novas unidades, viabilizando-se, assim, a comparação entre grupos de refinarias. Esta simplificação também é necessária porque dificilmente encontram-se disponíveis informações confiáveis sobre os sistemas auxiliares de tancagem e geração de utilidades. Torna-se importante, portanto, um cuidado adicional na comparação dos valores de complexidade obtidos na literatura de modo a se levar em conta as premissas utilizadas.

O conceito explorado por Nelson leva em conta que as refinarias possuem pelo menos uma Unidade de Destilação Atmosférica (UDA), tendo sido desenvolvido, então, um conjunto de fatores a partir de uma relação de custos de instalação entre cada unidade e a destilação atmosférica. Por exemplo, se uma UDA custava 1.000 US\$/(bl/d) e uma Unidade de Craqueamento Catalítico 6.000 US\$/(bl/d), esta Unidade passava a ser considerada como tendo um fator de complexidade 6.

A proposta foi criar fatores relacionados aos custos comparados com a UDA e se calcular a capacidade equivalente de destilação, permitindo-se, desta forma, a comparação. O cálculo é feito em duas etapas. Primeiramente se faz a multiplicação da capacidade das Unidades que compõem determinado Parque de Refino pelos fatores específicos, e, então, se somam as parcelas, obtendo-se a Capacidade Equivalente de Destilação (CED). A divisão da CED pela capacidade da UDA gera o índice de complexidade de Nelson, permitindo-se inferir o grau de complexidade de uma refinaria. Quanto maior este número, maior o potencial de agregar valor ao petróleo processado. Os fatores apresentados por Nelson nos artigos já citados sofreram várias alterações ao longo do tempo, sendo que os expressos na Tabela 4.14 serão os utilizados nas estimativas deste trabalho.

Tabela 4.14 – Fatores de Complexidade (NELSON, 1976)

Unidade	Fator
Destilação Atmosférica	1,0
Destilação a Vácuo	2,0
Processos Térmicos	2,8
Coqueamento Retardado	6,0
Craqueamento Catalítico	6,0
Reforma Catalítica	5,0
Hidrocraqueamento Catalítico	6,0
Alquilação	10,0
Lubrificantes	60,0
Asfalto	1,5
Geração de Hidrogênio (Mcf/d)	1,0
Hidrorrefino	3,0
Isomerização	15,0

Obs: No que tange às Unidades de Hidrorrefino, estudos mais atualizados apontam para fatores superiores a 3 de acordo com a severidade da unidade.

A partir dos fatores de complexidade e da capacidade das Unidades de Processamento de uma dada refinaria poder-se-á calcular seu índice de complexidade. Adotando como exemplo uma refinaria com a configuração a seguir, tem-se o cálculo apresentado na Tabela 4.15:

- Unidade de Destilação Atmosférica com 100 mil bl/d;
- Unidade de Destilação a Vácuo de 50 mil bl/d;
- Unidade de Craqueamento Catalítico de 25 mil bl/d.

Tabela 4.15 – Cálculo do Índice de Complexidade

Unidade	Capacidade (mil lb/d)	Fator	Produto (Capacidade x Fator)
Destilação Atmosférica	100	1	100
Destilação a Vácuo	50	2	100
Craqueamento Catalítico	25	6	150
CED			350

Neste caso, o índice de Complexidade, calculado como a relação entre o CED e a capacidade da Unidade de Destilação Atmosférica seria de 3.5.

Um elevado índice de complexidade indica as seguintes características para uma refinaria:

- capacidade de produzir derivados com qualidade superior, atendendo a mercados mais exigentes;
- possibilidade de processamento de petróleos mais pesados tendo em vista sua capacidade de conversão das frações pesadas em frações leves de maior valor agregado.

Para efeito de comparação, este trabalho considera que uma refinaria pouco complexa terá um índice inferior a 3, refinarias com complexidade intermediária atingem valores na faixa de 6 a 10, e valores superiores a 10 indicam uma refinaria de elevada complexidade com capacidade de processar petróleos pesados, ácidos, com alto teor de enxofre, produzindo derivados com elevado padrão de qualidade.

A Figura 4.9 apresenta a complexidade média calculada de acordo com a capacidade de refino reportada (OIL&GAS JOURNAL, 2006) de alguns países.

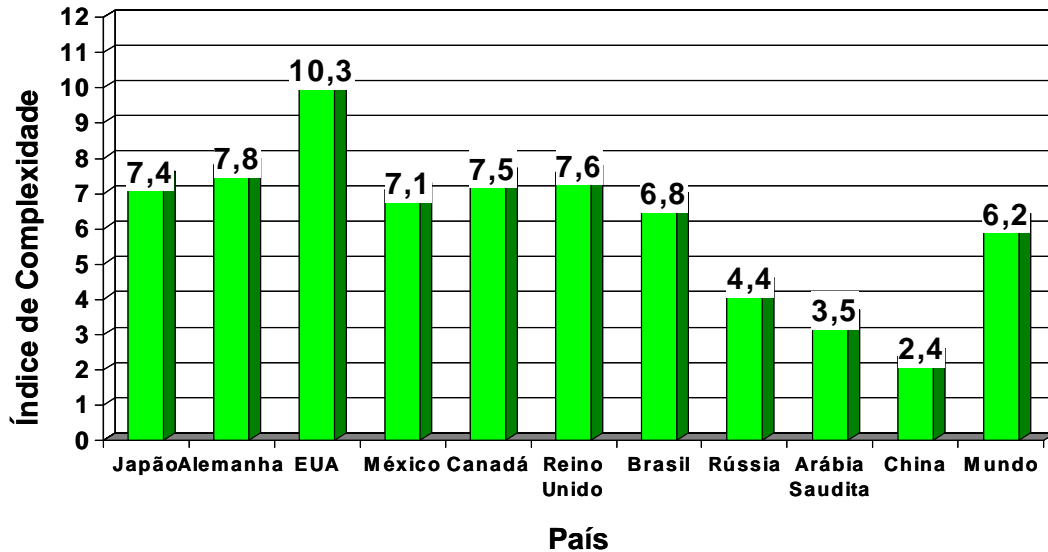


Figura 4.9 – Índice de Complexidade em janeiro de 2006 do refino em alguns países

Como se pode observar o patamar atual brasileiro é compatível com a média mundial, estando abaixo dos países mais industrializados. É interessante ressaltar que esta média se refere a um universo de 662 refinarias, totalizando uma capacidade de refino superior a 85 milhões de barris diários. Com a adoção de especificações mais rígidas para os derivados, conforme previsto até o final da década, o Brasil se moverá na direção de um patamar semelhante ao que estes países ocupam atualmente.

Outros dois indicadores interessantes que podemos utilizar para comparar diferentes refinarias são:

- a relação entre a capacidade de hidrorrefino (capacidade das unidades de hidrotratamento somadas à das unidades de hidroconversão) e a capacidade de destilação (HDR);
- a relação entre a capacidade de conversão de correntes de vácuo (gasóleos e resíduo de vácuo) e a capacidade de destilação (CONV).

A posição brasileira no que tange a CONV é semelhante à apresentada no cálculo do índice de complexidade, estando o Brasil em patamar inferior aos países mais industrializados, embora um pouco acima da média mundial. Isto se dá, basicamente, em função da concepção inicial do parque de refino nacional baseado em unidades de craqueamento catalítico para a

produção de gasolina. Já no que se refere à capacidade de hidrorrefino, a posição brasileira é muito frágil, sendo significativamente inferior à média mundial. Esta situação demonstra a grande lacuna existente atualmente no parque brasileiro, e explica porque a PETROBRAS está em processo de franca expansão de sua capacidade de hidrotreamento de modo a atender a padrões superiores de qualidade para a gasolina e o óleo diesel. A Tabela 4.16 ilustra bem esta situação.

Tabela 4.16 – Relação Capacidade de Hidrorrefino (HDR) e Capacidade de Conversão (CONV)

País	HDR (%)	CONV (%)
Japão	97	25
Alemanha	97	36
Estados Unidos	85	56
França	67	27
Itália	66	48
Canadá	62	47
Coreia do Sul	46	13
Rússia	42	16
Arábia Saudita	33	18
Brasil	22	33
Índia	13	27
China	8	13
Média Mundial	56	32

Conforme se pode verificar pelos números apresentados acima, o Brasil encontra-se em posição de desvantagem no que se refere à configuração do seu parque de refino. As ações necessárias para solucionar esta defasagem serão apresentadas no capítulo 5.

É interessante, também, observar a evolução do parque de refino brasileiro ao longo dos anos. A Figura 4.10 mostra o crescimento do índice de complexidade em períodos de 5 anos.

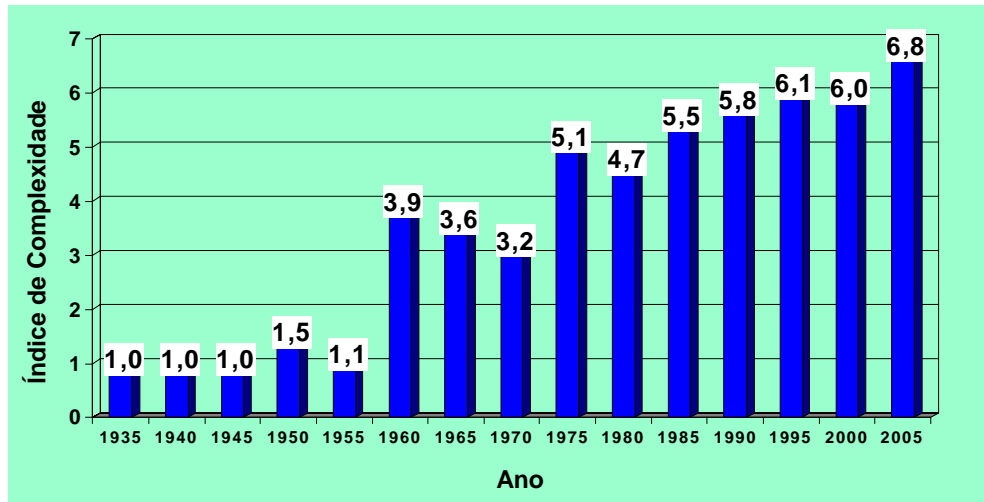


Figura 4.10 – Evolução do Índice de Complexidade

Pode-se perceber a evolução de um parque de baixa complexidade no período de 1935 a 1955, quando as exigências de qualidade e demanda de produto e as características do petróleo processado, não fomentavam a necessidade de parques de refino muito complexos. No período de 1960 a 1970, temos o início do ciclo de implantação de unidades de conversão da PETROBRAS como um todo, notadamente de unidades de craqueamento catalítico, passando ao patamar da ordem de 3,5. A partir de 1975, mantém-se a tendência de aumento da capacidade de craqueamento, mas se inicia a implantação de Unidades de Coqueamento Retardado, Conjunto de Lubrificantes, e na seqüência, as primeiras unidades de hidrorrefino. Este novo patamar alcançado representa um parque de média complexidade. Vale ressaltar que em alguns momentos de nossa história observou-se uma queda no índice de complexidade. Isto se dá sempre que o impacto do aumento da capacidade de Destilação Atmosférica supera o peso ponderado das demais unidades de processo que forem sendo instaladas.

No que se refere à evolução da capacidade equivalente de destilação apresentada na Figura 4.11, observa-se que o crescimento é contínuo, ou seja, as desativações de unidades ou refinarias não impactaram o crescimento do parque brasileiro em nenhum momento, pois foram compensadas com folga pelas ampliações e instalações de novas unidades.

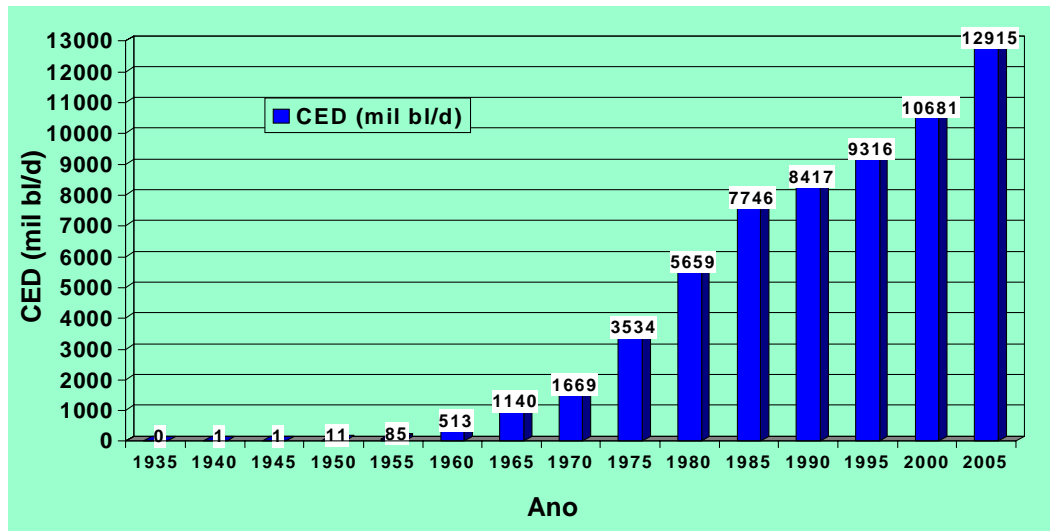


Figura 4.11 – Evolução da CED em mil b/d

Conforme analisado no Capítulo 3, a fase que vai do início do monopólio estatal até 1980, se caracterizou pela entrada em operação de diversas refinarias, atingindo-se a auto-suficiência na capacidade de refino no Brasil. A partir daí, o acréscimo se deu por conta de projetos de conversão e hidrorrefino, para adequar o perfil do refino de acordo com a demanda e qualidade de derivados exigidos pelo mercado. Também ocorreu significativo ganho na rentabilidade obtido pelo aprendizado na operação e otimização das instalações existentes.

A evolução da capacidade de conversão (CONV), no mesmo ciclo de 5 anos, é apresentada na Figura 4.12. Vale lembrar que a capacidade de conversão brasileira de gasóleo está, praticamente, baseada em unidades de craqueamento catalítico, e a de resíduo de vácuo em unidades de coqueamento retardado.

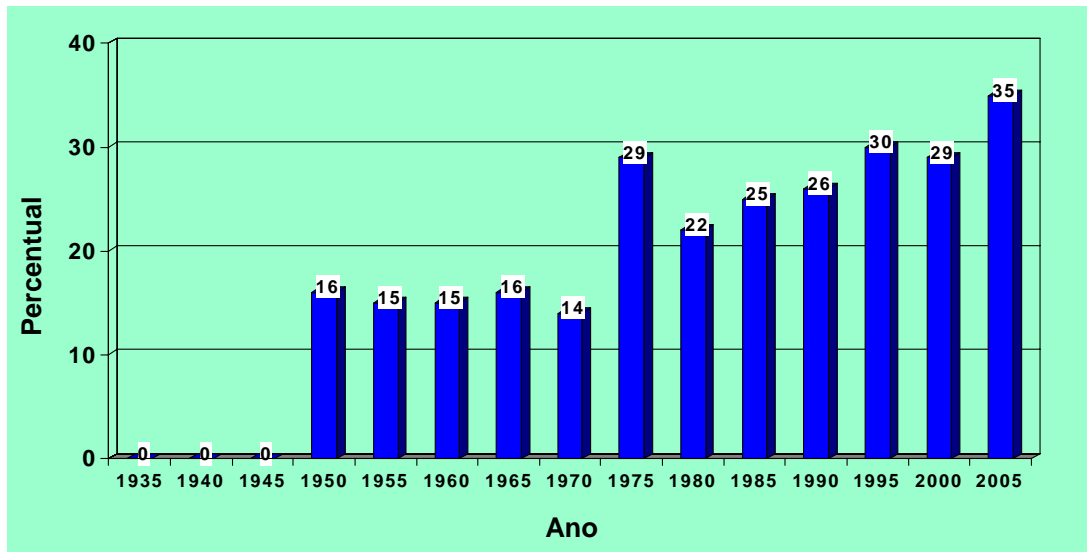


Figura 4.12 – Evolução da CONV

O primeiro ciclo de 1950 a 1970 se baseia exclusivamente na conversão de gásóleo, e o segundo ciclo, de 1970 até hoje, combina esta opção com a conversão de resíduo de vácuo. Os três níveis observados na Figura 4.12 podem ser definidos como:

CONV = 0% (esquema de refino muito simples com destilação de petróleos leves e elevada produção de óleo combustível)

CONV = 14 a 16% (presença de unidades de craqueamento catalítico, aumentando a produção de GLP e gasolina, com conseqüente redução na produção de óleos combustíveis)

CONV > 30% (presença de unidades de coqueamento retardado)

A necessidade de conversão aumenta na medida que o petróleo médio processado se torna mais pesado. O nível ideal de conversão está associado ao petróleo processado. Para o caso brasileiro, de acordo com as projeções de qualidade de petróleo, analisar-se-á qual o patamar ideal a ser atingido. Este indicador não representa bem, isoladamente, a complexidade do refino já que os derivados convertidos necessitam de hidrotreatamento para se tornarem produtos com qualidade adequada.

A evolução da capacidade de hidrorrefino (HDR) é apresentada na Figura 4.13. Os baixos percentuais observados se contrastam com os apresentados para capacidade de conversão, ressaltando as escolhas feitas no desenvolvimento do parque de refino brasileiro.

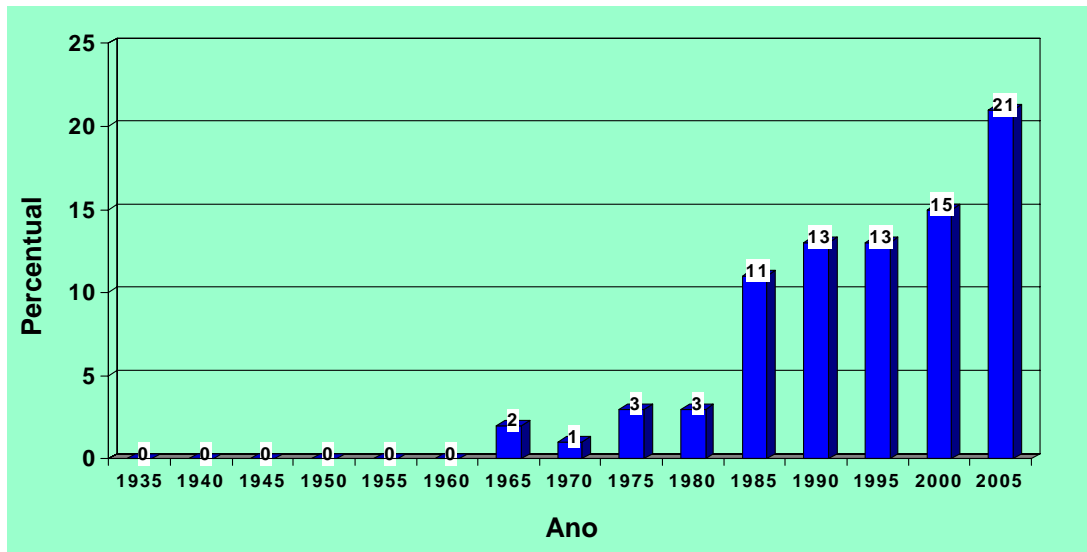


Figura 4.13 – Evolução da HDR no Brasil

As primeiras Unidades tinham propósitos específicos de tratamento da nafta utilizada como carga das unidades de reforma catalítica na REDUC e RPBC, removendo o enxofre que é veneno para o catalisador destas unidades, ou promovendo o acabamento de lubrificantes e parafinas na REDUC e RLAM. Nos países mais desenvolvidos se investiu fortemente em unidades de hidrotratamento enquanto o Brasil se encontrava em crise, sem investimentos na indústria como um todo, sendo que a PETROBRAS passou a investir, prioritariamente, em exploração e produção de petróleo. Além disso, as especificações eram brandas e o CONAMA atuava mais fortemente sobre a indústria automobilista. O ciclo de unidades para o tratamento de combustíveis começou na década de 80, sofrendo um expressivo impulso recentemente. Como foi comentado anteriormente, a capacidade de hidrotratamento é ainda uma grave deficiência no parque de refino nacional, existindo uma grande defasagem entre a posição que ocupamos e a dos países que praticam especificações mais rígidas para os derivados de petróleo, notadamente no que se refere ao teor de enxofre.

3.5 Reflexão

Enfim, o Brasil vive um momento muito especial em sua história do refino de petróleo. O parque de refino brasileiro foi submetido ao longo dos anos a profundas alterações no que se refere à matéria prima processada, ao perfil dos derivados demandados pelo mercado, além da mudança das especificações dos produtos. Porém, as alterações necessárias para enfrentar os

desafios futuros serão ainda maiores. A disponibilidade do petróleo brasileiro, suas características, aliadas ao crescimento das exigências ambientais, tanto nas refinarias quanto nos seus produtos, vão mudar ainda mais radicalmente as configurações de nossas unidades.

No próximo capítulo far-se-á uma proposta das modificações que deverão ser implementadas de modo a que o Brasil possa superar os inúmeros desafios que se apresentam nesta relevante área do refino do petróleo.

4 REFINO FUTURO

São inúmeras as possibilidades futuras em termos de esquemas de refino. As propostas podem variar desde esquemas tradicionais com ênfase em hidrorrefino, até esquemas com forte utilização de gás natural e biomassa, integrados a processos de bio-refino para acabamento de combustíveis, tendo sempre como premissa o menor nível de emissões e de rejeitos industriais, e que produzam derivados compatíveis com as demandas da sociedade.

Qualquer que seja o cenário pós 2020, porém, questões relacionadas a energias alternativas, eficiência energética e impacto ambiental tornar-se-ão gradativamente mais significativas, interferindo fortemente nas decisões relacionadas a alterações nos esquemas de refino. Podem-se dividir as alternativas futuras, basicamente, em três possíveis cenários conforme se observa na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Evolução dos Esquemas de Refino para 2020 (MOURE, 2006)

Cenário	Matéria-prima	Mercado	Processos	Focos
Inercial	Proporção crescente de petróleo pesado	Combustíveis tradicionais e mercado crescente	Tradicional	Busca de maior rentabilidade
Incremental	Pré-tratamento de petróleo nos campos de produção	Hidrogênio como combustível	Uso de tecnologias comprovadas	Integração com petroquímica
Inovativo	Gaseificação do petróleo e integração com gás e carvão	Novas tecnologias automotivas	Mudança de paradigmas tecnológicos e produção de energia renovável	Mínimo impacto ambiental

Os cenários apresentados oferecem importantes balizadores que vão implicar em diferentes escolhas para os próximos anos. A força motriz de cada cenário varia desde a questão de qualidade dos petróleos processados, preços e meio ambiente, na medida que se sai do cenário inercial até o inovativo. De modo a se escolher o melhor cenário para que se possam validar as estimativas deste trabalho, serão analisadas as projeções da participação dos derivados de

petróleo no consumo energético mundial de duas fundamentadas equipes de pesquisa nesta área: a Agência de Energia Americana (EIA) e a ExxonMobil. As Figuras 5.1 e 5.2 apresentam estas projeções.

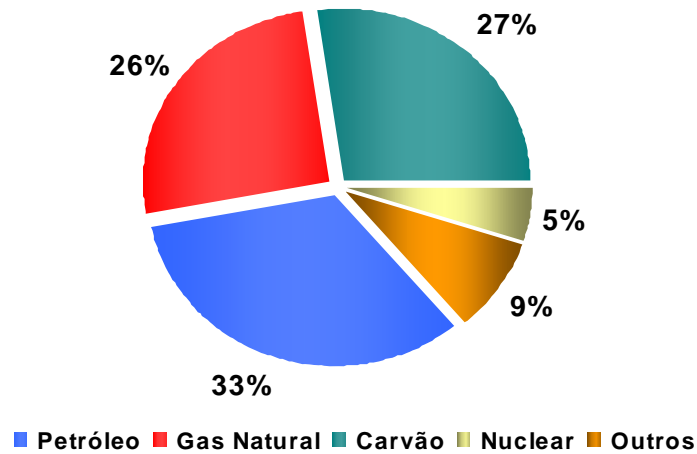


Figura 5.1 – Projeção da Participação das Fontes de Energia Primária no Mundo em 2030 (EIA, 2006)

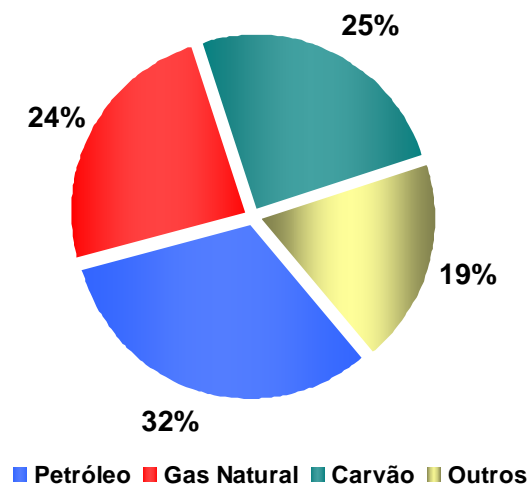


Figura 5.2 – Projeção da Participação das Fontes de Energia Primária no Mundo em 2030 (EXXONMOBIL, 2006)

Em ambos os casos, a taxa de crescimento para as energias alternativas é elevada, superando em alguns casos 10% ao ano. Apesar disto, sua participação não supera a das fontes tradicionais no horizonte projetado. Em 2030, as participações do petróleo e do gás natural somadas alcançam patamares superiores a 56%. Como se pode observar, portanto, as refinarias ainda continuarão por mais algumas décadas sendo as fornecedoras dos insumos responsáveis por um expressivo percentual da matriz energética mundial. Outro aspecto interessante, que também se pode observar nestas previsões, é a preocupação ambiental que se traduzirá em alterações nas refinarias e mudança nas especificações dos produtos.

Vale ser analisada uma interessante fonte brasileira, o Balanço Energético Nacional (BEN), elaborado pelo Ministério das Minas e Energia, para mostrar a situação brasileira. A Figura 5.3 mostra como nossa matriz energética apesar da forte participação da biomassa, o que é atípico em relação ao restante do mundo, também é fortemente dependente do petróleo e gás natural, totalizando 47,7%.

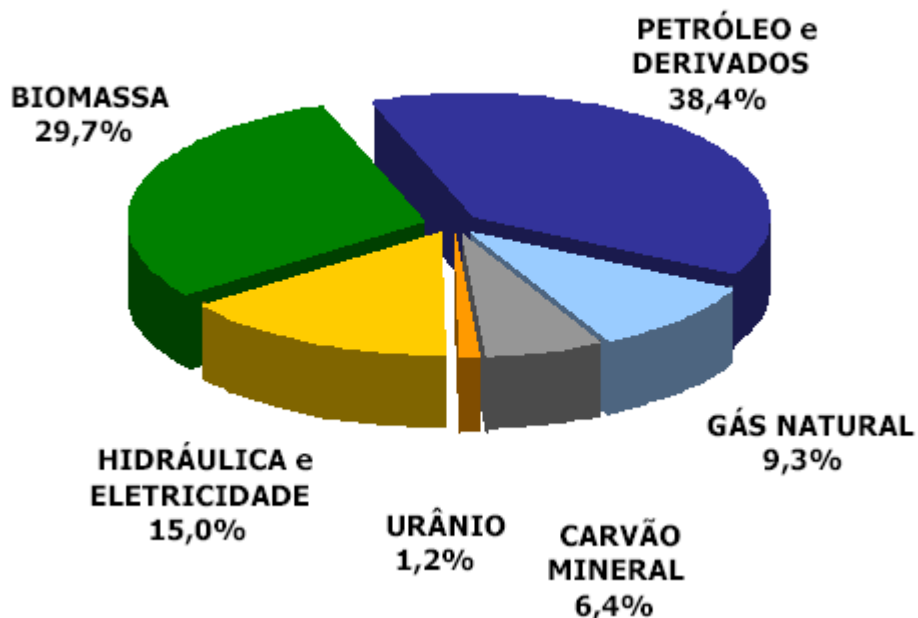


Figura 5.3 – Consumo Energético Brasileiro em 2005 (MME, 2006)

4.1 Bases para definição do Refino Futuro

O objetivo deste capítulo é apresentar uma proposta acerca dos próximos passos que deverão ser implementados na indústria do refino brasileira. Este conjunto de modificações terá

como fundamento o processamento de petróleo nacional pesado e ácido, e a produção de derivados, notadamente gasolina e óleo diesel, de acordo com padrões de qualidade compatíveis com os mercados mais exigentes.

Em razão deste quadro e da experiência do autor, optar-se-á pela avaliação do conjunto de questões levantadas quanto a quatro vertentes, conforme apresentado na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Evolução dos Esquemas de Refino até 2020

Matéria-prima	Mercado	Processos	Focos
Proporção crescente de petróleos pesados: abordando as alterações necessárias para se viabilizar o processamento de petróleos pesados e ácidos conforme os que vêm sendo descobertos no Brasil, sem pré-tratamento no campo	Combustíveis tradicionais e mercado crescente: tratando das questões relacionadas à demanda e as modificações nas especificações que vão gerar a necessidade de alterações nos esquemas de refino	Uso de tecnologias comprovadas: ressaltando o papel fundamental da conversão e do Hidrorrefino no cenário futuro brasileiro e mundial, com a utilização de tecnologias comprovadas	Integração com petroquímica e Mínimo impacto ambiental: ratificando o compromisso do desenvolvimento sustentado e da integração com a indústria petroquímica
Inercial	Inercial	Incremental	Incremental/Inovativo

4.1.1 Matéria Prima

Existem grandes divergências entre os diversos pesquisadores sobre a disponibilidade futura de petróleo, oscilando as projeções do pico da produção mundial entre a próxima década e o ano de 2050 (RIFKIN, 2003). A era do petróleo barato, porém, parece ter sido definitivamente superada. Desta forma, a exploração de petróleos pesados e ultrapesados, em condições as mais diversas, começa a se tornar economicamente atrativa em função do preço do petróleo no mercado internacional. A produção de alguns destes petróleos na Plataforma Continental brasileira já têm se mostrado economicamente viável, com os patamares de preço hoje praticados. Além deles, existe a possibilidade de desenvolvimento da produção de petróleo sintético na Faixa do Orinoco, na Venezuela, ou no norte do Canadá. Estima-se que o potencial de petróleo

ultrapesado nas reservas venezuelanas e canadenses seja da ordem de um trilhão de barris, valor equivalente à produção mundial de petróleo desde o início de sua exploração até os dias de hoje (SPELLINGS, 2006).

Com relação à qualidade do petróleo a ser processado, projeta-se uma contínua redução do °API, implicando na necessidade de aumento da capacidade de conversão, notadamente da hidroconversão, face às exigências em termos de demanda e qualidade que se almeja para os derivados. O caso brasileiro é extremamente interessante tendo em vista que as descobertas de petróleo no Brasil forjaram a necessidade de avanços tecnológicos na indústria do refino para viabilizar o seu processamento. Algumas ações já se encontram em fase de implantação, e têm permitido o aproveitamento da produção nacional em nossas instalações, mas muito ainda há para se fazer. De modo a apresentar estas questões de forma sintética, optar-se-á pela análise do efeito de três características isoladamente:

- elevada acidez naftênica;
- baixo °API;
- elevado teor de nitrogênio.

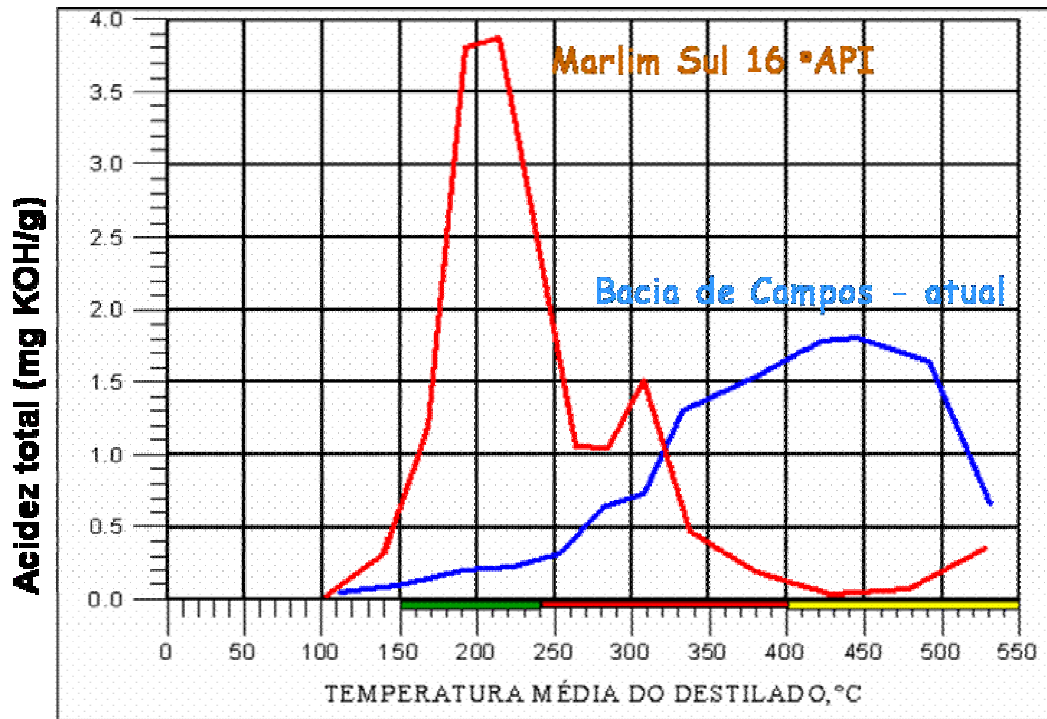
4.1.1.1 Acidez Naftênica

Os petróleos que foram inicialmente processados no Brasil não eram ácidos. Esta questão se tornou significativa após a descoberta de petróleos na Bacia de Campos. A Tabela 5.3 mostra a acidez naftênica de alguns dos petróleos importados e nacionais, além dos respectivos cortes obtidos em seu fracionamento.

Tabela 5.3 – Acidez Naftênica expressa em mg KOH/g (PETROBRAS, 2007b)

	Importados		Tradicionais			Novos		
	Bonny Light	Árabe Extra-Leve	Baiano	Cabiúnas	Marlim P-35	Golfinho	Jubarte	Marlim Sul
Petróleo	0,15	0,06	0,11	0,66	1,09	0,03	2,93	2,22
Querosene	0,08	0,22	0,04	0,18	0,10	0,03	0,46	2,05
Diesel	0,14	0,07	0,18	1,00	1,30	0,04	3,60	3,10
Gasóleo	0,23	0,04	0,15	1,30	1,90	0,05	5,10	3,80

O valor de 0,5 mg KOH/g de petróleo pode ser considerado um limite para definir se o petróleo é ácido (BACON, 2005). Como se pode observar, nenhum dos petróleos importados listados supera este limite, assim como os petróleos inicialmente descobertos no Brasil na região Nordeste como, por exemplo, o petróleo Baiano. O petróleo Cabiúnas, obtido a partir de uma mistura de petróleos de vários poços da Bacia de Campos, trouxe os primeiros impactos e a necessidade de se iniciar um programa de adaptação metalúrgica das Unidades de Destilação que passaram a processá-lo, principalmente nas linhas de transferência após os fornos e na torre de vácuo. Os valores de acidez elevados para o gasóleo explicam a motivação para esta decisão. Com o advento do campo gigante Marlim, ocorreu um aumento do escopo das ações necessárias, já que a acidez naftênica deste petróleo se mostra ainda mais crítica nos cortes de vácuo e no próprio petróleo. É interessante ressaltar que, de uma forma geral, algumas das refinarias brasileiras estão hoje adaptadas em termos metalúrgicos para um limite de 1 mg KOH/g. As novas descobertas, porém, ampliarão ainda mais os desafios conforme se verifica na comparação dos valores de acidez. Estes valores elevados têm se apresentado, inclusive, nos cortes atmosféricos: óleo diesel e querosene. A Figura 5.4 mostra como deverá ser significativo este deslocamento no pico da acidez no sentido das frações mais leves, para alguns dos novos petróleos descobertos.



Atual – Concentração da acidez nas frações de Diesel pesado e Gasóleos de vácuo
Marlim Sul 16°API – Concentração da acidez no querosene e diesel leve

Figura 5.4 – Comparação Acidez Naftênica em mg KOH/g do destilado (CALMON, 2006)

Dentro da ótica do pré-tratamento no campo, foram investigadas as rotas que têm como objetivo promover uma redução da acidez. Nenhuma delas, até o momento, tem se mostrado muito promissora, não havendo ainda nenhum caso de aplicação comercial. A Figura 5.5 mostra estas rotas e os estágios em que se encontram.

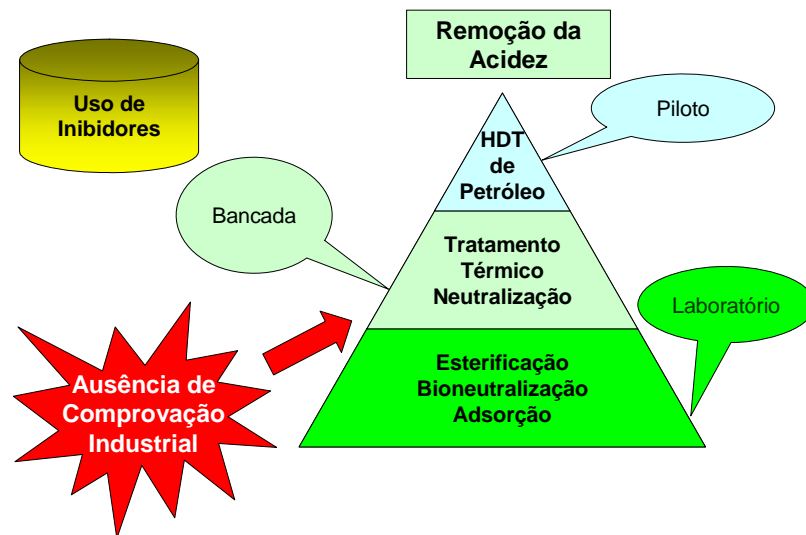


Figura 5.5 – Rotas Alternativas para Redução da Acidez de Petróleos (CALMON, 2006)

As análises econômicas têm mostrado que a melhor opção continua sendo a adaptação metalúrgica de nossas instalações, além da adoção de misturas com petróleos nacionais com baixa acidez. Esta dinâmica permitirá alcançar patamares de processamento da ordem de 50% de petróleos com acidez da ordem de 3 mg KOH/g no Parque de Refino. As pesquisas continuam em busca da consolidação tecnológica de uma rota que possa tratar o petróleo de maneira econômica, reduzindo sua acidez. Considerar-se-á, porém, que para efeito da configuração do Parque de Refino, a adaptação metalúrgica em curso, dotará, ao longo da próxima década, as refinarias de condições adequadas para o processamento do petróleo nacional de elevada acidez naftênica.

4.1.1.2 Baixo Grau API

Outro ponto interessante a ser focado é a questão da queda do grau °API que se reflete diretamente no aumento do rendimento de produtos de menor valor agregado, além de restrições de processamento, tendo em vista as bases de projeto das Unidades de Destilação. A Tabela 5.4 apresenta o valor desta propriedade para alguns petróleos recém descobertos ou iniciando sua produção.

Tabela 5.4 – °API de Novas Descobertas (PETROBRAS, 2007b)

Petróleo	Golfinho	Albacora Leste	Cachalote	Marlim Sul	Marlim Leste	Jubarte	Alagoano	Bijupirá Salema
°API	40,9	19,6	18,6	16,1	17,8	17,1	37,4	29,5

Como se pode observar na tabela, existem, também, petróleos leves sendo descobertos. A sua disponibilidade pode ser analisada como uma alternativa para participação na cesta de petróleos de nossas refinarias, substituindo o petróleo importado. A Figura 5.6 apresenta a projeção da produção de petróleo no Brasil, com forte crescimento da produção de petróleos pesados, mas, também, uma crescente produção de petróleos leves, o que, de certa forma, atenua os problemas de processamento.

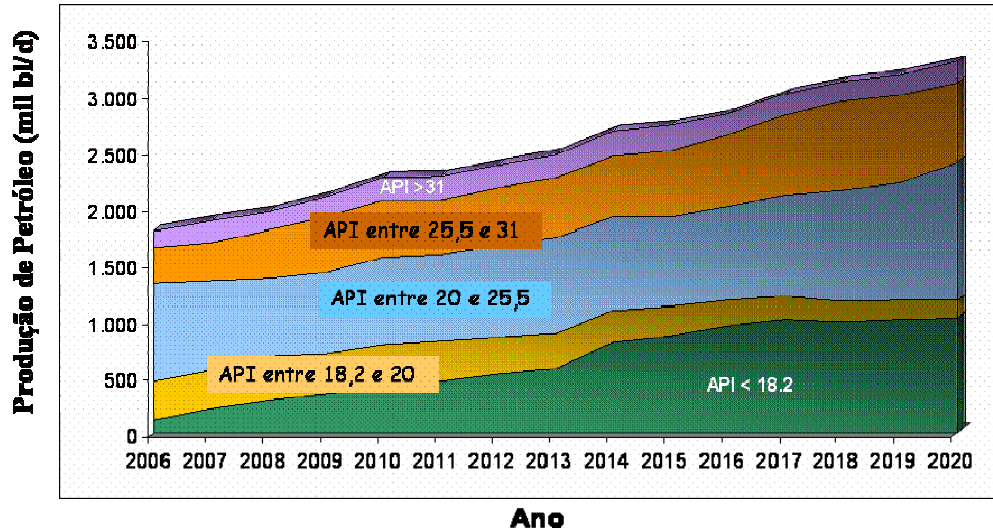


Figura 5.6 – Projeção da Produção de Petróleo no Brasil (COSTA, 2007)

4.1.1.3 Teor de Nitrogênio

Muitos dos petróleos mais recentemente descobertos, assim como os seus cortes destilados, apresentam elevados teores de nitrogênio. A diferença, em relação aos crus tradicionalmente processados, é muito significativa, e se acentua nos cortes mais pesados. Vale ressaltar que a presença do nitrogênio nos cortes médios (querosene e óleo diesel) implica em instabilidade química, causando problemas relacionados à formação de depósitos e alteração no aspecto.

No que se refere aos cortes médios, foi necessário o desenvolvimento de tecnologias de hidrotratamento (processo e catalisadores) de modo a se viabilizar a remoção do nitrogênio. No caso da utilização de catalisadores de metal nobre, provável escolha com o aumento das exigências da especificação do óleo diesel, tornar-se-á necessário um primeiro estágio de tratamento para a remoção do nitrogênio, veneno para este catalisador, à semelhança do que ocorre com a Unidade de Hidrocraqueamento.

Efeitos negativos da presença de elevados teores de nitrogênio na carga das unidades de craqueamento já vêm sendo registrados, tanto no que refere à perda de conversão, quanto ao aumento no consumo de catalisador. Estas questões, porém, vêm sendo solucionadas. Ou seja, não se vislumbram obstáculos complexos a serem superados nesta área para os próximos anos.

4.1.1.4 Premissas de qualidade de petróleo a serem adotadas

Em função das considerações apresentadas neste item, este trabalho considera que as premissas apresentadas na Tabela 5.5 devam ser adotadas no planejamento do parque de refino brasileiro.

Tabela 5.5 – Premissas de petróleo para planejamento do parque de refino brasileiro

Característica	Premissa	Fundamentação
°API	Atualmente o parque de refino brasileiro permite o processamento, em média, de petróleo com 29 °API, de maneira econômica. A adaptação do parque para aumentar a capacidade de processamento do petróleo nacional possui viés estratégico e econômico.	A produção de petróleos com °API inferior a 25 é crescente, situando-se sempre em patamares superiores a 60% da produção, conforme se observa na Figura 5.6, com predominância da faixa 20-25 °API. A faixa inferior a 18 °API também cresce continuamente.
Acidez naftênica	Prosseguir com programa de adaptação metalúrgica das unidades de destilação, assim como outras unidades que podem ser impactadas, como HDT's e FCC's.	O percentual de petróleos ácidos em produção vem crescendo nos últimos anos, com a agravante da distribuição desta acidez em cortes leves conforme Figura 5.4.
Teor nitrogênio	Considerar teor de nitrogênio compatível com os encontrados nas novas descobertas da Bacia de Campos.	A presença deste contaminante no petróleo tem reflexos na severidade a ser definida para as futuras unidades de hidrotreatamento, assim como nos níveis de emissão dos óleos combustíveis produzidos.

4.1.2 Mercado

Com relação à mudança na especificação da gasolina e do óleo diesel, pode-se estabelecer um cenário que leve em consideração os crescentes requisitos ambientais e a melhoria do desempenho dos novos motores. A partir destas duas vertentes, buscar-se-á estabelecer limites que possam ser alcançados num horizonte até 2020. No caso do óleo diesel, considera-se que

teremos no Brasil dois tipos deste derivado por um largo período de tempo. A proposta da ANP de se alcançar o patamar de 50 ppm de teor de enxofre para o diesel especial, e 500 ppm para o diesel comum a partir de 2009, nos leva à hipótese de uma curva de aumento do percentual de óleo diesel de menor teor de enxofre na medida em que os veículos novos forem entrando em circulação. Este trabalho considera que esta transição se dará até o ano de 2015, quando poder-se-ia conviver com dois outros tipos de óleo diesel, sendo um com 10 ppm e o outro com 50 ppm, conforme apresentado na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 – Proposta de evolução da especificação do óleo diesel no Brasil

Tipo	2009	2015	2020
500 ppm	Comercializado	Retirado	---
50 ppm	Início	Comercializado	Retirado
10 ppm	---	Início	Único tipo

Os demais itens da especificação estariam associados ao tipo de óleo diesel. A Tabela 5.7 descreve a proposta, mostrando as alterações para o número de cetano e faixa de densidade. Neste cenário, os dois tipos de óleo diesel seriam diferenciados de acordo com o uso, deixando o diesel 10 ppm para ser consumido somente por veículos leves no período 2015-2020.

Tabela 5.7 – Proposta de evolução da especificação do óleo diesel no Brasil

Item	500 ppm	50 ppm	10 ppm
Número de cetano mínimo	42	45	51
Faixa de densidade	0,82-0,865	0,82-0,86	0,82-0,855

A proposta apresentada acima demanda grande investimento em hidrorrefino, de modo a se viabilizar a produção do derivado de maior demanda no Brasil. A Europa já apresenta limite máximo para a densidade de 0,845 ($d_{15/15}$) e número de cetano mínimo de 51. Com relação à gasolina, a proposta seria adotar patamares de especificação para três itens críticos, conforme proposto na Tabela 5.8, caminhando em direção ao padrão europeu atual.

Tabela 5.8 – Proposta de evolução da especificação da gasolina no Brasil

Tipo	2009	2015	2020	Euro IV
Teor de enxofre máx ppm	50	30	10	50
Aromáticos máx % v/v	40	35	30	35
Olefinas máx % v/v	25	20	18	18

A Figura 5.7 ilustra a evolução do mercado brasileiro de acordo com as previsões da PETROBRAS (AZEVEDO, 2006), totalizando, respectivamente, um mercado de 1766 mb/d em 2005, 2086 mb/d em 2010, 2344 mb/d em 2015 e 2680 mb/d em 2020.

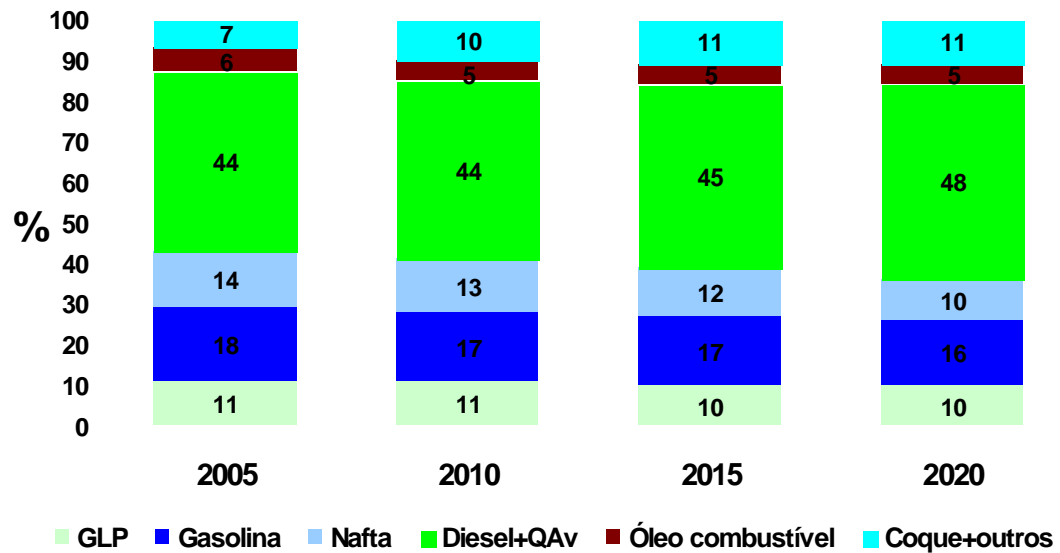


Figura 5.7 – Evolução do mercado brasileiro

As projeções de mercado, aliada às curvas previstas de produção de petróleo, levam o Brasil a uma interessante situação no cenário mundial. Encontram-se, por isso, em andamento, diversos estudos para ampliação da capacidade de refino brasileira.

4.1.2.1 Premissas de mercado a serem adotadas

No que tange a questões relativas ao mercado, a tabela 5.9 mostra as premissas a serem adotadas.

Tabela 5.9 – Premissas de mercado para planejamento do parque de refino brasileiro

Característica	Premissa	Fundamentação
Qualidade da gasolina	Redução gradativa dos teores de enxofre, olefinas e aromáticos	Este processo vem se desenvolvendo nos países com preocupação ambiental e social.
Qualidade do óleo diesel	Redução gradativa dos teores de enxofre. Aumento do número de cetano e estreitamento da faixa de densidade.	Este processo vem se desenvolvendo nos países com preocupação ambiental e social.
Mercado de médios	Considerar um gradativo aumento da relação entre a demanda de mercado de óleo diesel em relação à demanda de gasolina.	A gasolina sofre grande impacto de fontes renováveis com o álcool e do próprio gás natural. A Figura 5.7 mostra esta tendência.

4.1.3 O Impacto Ambiental

O cenário inicial da indústria do petróleo, quando de sua instalação no Brasil, não levava em conta questões ambientais. As primeiras refinarias não possuíam nenhum tipo de tratamento de efluentes, fossem líquidos ou gasosos. Ao longo do tempo, estas preocupações levaram à implementação de sistemas simples, que foram dando lugar a avançadas tecnologias de tratamento e até reaproveitamento de alguns efluentes líquidos. Recentemente, de acordo com a política da PETROBRAS de Desenvolvimento Sustentável, muito se tem investido nesta área, promovendo-se até mesmo o fechamento de sistemas de resfriamento das refinarias que ainda utilizavam água salgada. No que se refere, portanto, a efluentes líquidos as refinarias atuais já caminham para um equacionamento de suas questões. A questão dos resíduos sólidos é menos complexa, sendo mais um problema de gerenciamento do que de dificuldades tecnológicas a serem transpostas. Estas questões já foram estudadas (MARIANO, 2001) e as soluções vêm sendo, gradativamente, aplicadas no Parque de Refino brasileiro.

Contudo, em relação às emissões gasosas, muito ainda dever-se-á caminhar para atingir um bom equilíbrio entre as necessidades da sociedade por produtos com menor impacto ambiental e as próprias demandas, desta mesma sociedade, no que diz respeito aos impactos provocados pelos processos produtivos. Basta lembrar que a tão propalada redução do teor de enxofre dos derivados exige a produção de enormes quantidades de hidrogênio, e esta obtenção,

mantendo-se as tecnologias atualmente empregadas, resultaria num aumento das emissões de CO₂. Ou seja, além das preocupações referentes às emissões de SO_x e NO_x, já tradicionais nesta indústria, os efeitos decorrentes das emissões de CO₂ tornaram-se dignos de nota. Portanto, o paradoxo existente é que, com o objetivo relevante de se atender à redução do enxofre no óleo diesel e na gasolina, será implantado, nos próximos cinco anos, um conjunto de vinte e cinco novas Unidades de Hidrotratamento no Parque de Refino brasileiro (PETROBRAS, 2005), o que levará a um enorme aumento na necessidade de se produzir hidrogênio utilizando gás natural, GLP ou nafta, como matéria-prima. Em função disto, o consumo específico de energia das refinarias tenderá a aumentar expressivamente, exigindo um enorme esforço para que se minimizem estes efeitos com a utilização de ferramentas de otimização energética, e adotando-se alternativas tecnológicas para a produção de hidrogênio. Outras iniciativas como a comercialização do CO₂ para a indústria de alimentos, sua utilização na recuperação terciária de petróleo, sua injeção em aquíferos situados a mais de mil metros de profundidade ou estocagem em minas de carvão desativadas, passam a ter uma enorme importância no futuro. Outros dois pontos importantes, embora ainda distante sob o ponto de vista econômico, são a recuperação de CO₂ nas chaminés e processos de conversão de coque para líquido (CTL – coke to liquids). Ambos poderão gerar expressivo impacto no refino futuro.

Num futuro mais próximo, os desafios referentes a emissões de SO_x e NO_x vão resultar em investimentos nas refinarias. Tanto legislações específicas de alguns estados como, por exemplo, as do estado do Paraná, já em vigor, que estabelecem limites de emissões para os projetos naquele estado, quanto as legislações nacionais (CONAMA, 2007), em fase de conclusão, vão estabelecer parâmetros que servirão de base para esta transição. A Figura 5.8 mostra como estas preocupações vão resultar no desenvolvimento de novas tecnologias.

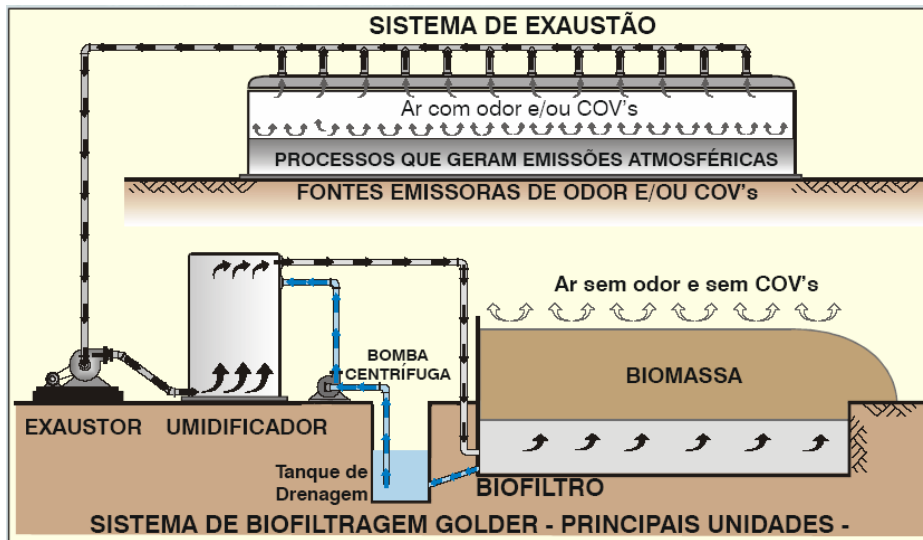


Figura 5.8 – Sistema de Biofiltração (ALMEIDA, 2007)

Neste sistema de biofiltração, as emissões de hidrocarbonetos são evitadas, sem agressão ao meio ambiente. Sistemas como este reduzirão, expressivamente, o impacto dos processos que geram emissões atmosféricas.

Outro aspecto que impactará a configuração da refinaria será a crescente necessidade de produção de combustíveis limpos. Neste cenário, teremos viabilidade de implantação de Unidades para a conversão do gás natural em combustíveis líquidos através da tecnologia Gas to Liquid (GTL). Esta Unidade poderá ser integrada ao esquema de refino, aproveitando-se as sinergias existentes entre ela e as demais unidades de processamento que compõem uma refinaria. Esta alternativa dependerá, fortemente, da disponibilidade e preço do gás natural, o que não parece muito provável no horizonte dos próximos dez anos, mas poderá ser significativa após 2015. Outra interessante opção em avaliação é a produção do dimetil éter (DME) como opção à gasolina ou óleo diesel. As rotas de produção poderão envolver gás natural e etanol e até mesmo utilizar resíduos da agricultura. A grande vantagem do DME está na área ambiental já que sua queima não resulta em emissão de particulados, nem SO_x já que não possui enxofre.

4.2 Metodologia utilizada

Para a definição das alterações necessárias na configuração das refinarias brasileiras, as seguintes premissas devem ser consideradas:

- qualidade do óleo diesel (teor de enxofre, densidade e número de cetano) conforme Tabelas 5.6 e 5.7;

- qualidade da gasolina (teor de enxofre, octanagem, teor de olefinas e aromáticos) conforme Tabela 5.8;
- demanda de combustíveis conforme Figura 5.7;
- qualidade do petróleo processado (API, teor de enxofre e acidez) conforme Figura 5.6.

No que se refere às Unidades de Processamento servem de base:

- a situação atual do Parque de Refino brasileiro, conforme informações consolidadas no Capítulo 4;
- os rendimentos das frações, diferenciados em função do petróleo processado;
- o consumo específico de energia, hidrogênio e catalisadores de acordo com cada Unidade;
- as diferentes severidades de hidrotreamento.

A análise dos resultados obtidos permite identificar as necessidades de modificações no Parque de Refino, tanto no que se refere à capacidade de conversão, quanto na necessidade de hidrotreamento adicionais, não existindo preocupação em se avaliar a necessidade de acréscimo na capacidade de refino no país.

4.2.1 Exemplo da Aplicação da Metodologia

Para melhor entendimento da metodologia utilizada, apresenta-se sua aplicação numa refinaria de pequena complexidade, constituída, basicamente, de uma destilação atmosférica e um craqueamento catalítico de resíduo, conforme apresentado na Figura 23 do Apêndice I. Esta refinaria processando o petróleo Golfinho, cujas características estão apresentadas nas Tabelas 5.3 e 5.4, apresenta os rendimentos de destilado expressos na Tabela 5.10. Vale ressaltar que a gama de petróleos processados é grande, variando, inclusive, na mesma refinaria.

Tabela 5.10 – Rendimentos do Petróleo Golfinho na Destilação Atmosférica

Fração	%v
GLP	1
Nafta	23
Querosene	15
Diesel	31
RAT	30

O rendimento dos diversos cortes é obtido a partir da curva PEV do petróleo, e cada fração apresenta características associadas ao petróleo de origem. No caso do petróleo Golfinho, a mistura de querosene e diesel gera um óleo diesel final com teor de enxofre da ordem de 500 ppm. Com relação ao craqueamento do RAT, obter-se-á os rendimentos expressos na Tabela 5.11.

Tabela 5.11 – Rendimentos do RAT Golfinho no Craqueamento Catalítico

Fração	%v
GLP	37
Nafta Craqueada	59
Light Cycle Oil (LCO)	9
Óleo Clarificado	5

O teor de enxofre da nafta craqueada é de 550 ppm (considera-se que o teor de enxofre da nafta craqueada é de 15% em relação ao teor de enxofre da carga da unidade de craqueamento catalítico). Levando-se em conta os limites de teor de enxofre projetados nas Tabelas 5.7 e 5.8, esta refinaria precisa incorporar unidades de hidrotreatamento para atender a especificação desejada, tanto para o óleo diesel quanto para a gasolina. No que se refere à gasolina, a opção é o hidrotreatamento seletivo de modo a não se saturar, em demasia, as olefinas presentes para a preservação da octanagem. Este processo resulta numa nafta craqueada com teores de enxofre na faixa de 10 a 50 ppm, atendendo a especificação proposta. No que se refere ao óleo diesel, a questão é um pouco mais complexa já que existem três correntes possíveis de fazer parte do “pool” de diesel: o querosene e o diesel da destilação, além do LCO, do craqueamento catalítico. Cada corrente possui um consumo de hidrogênio diferenciado, expresso em Nm³ de hidrogênio por m³ de carga processada, conforme se observa na Tabela 5.12.

Tabela 5.12 – Consumo de Hidrogênio Estimado

Fração	Nm ³ /m ³
Querosene	5-10
Diesel DD	30-60
Light Cycle Oil (LCO)	200-300

A partir da vazão produzida de cada uma das frações acima se estabelece a capacidade máxima da unidade de hidrotreatamento, assim como uma estimativa do consumo de hidrogênio para dimensionamento da unidade de geração de hidrogênio. Outra interessante alternativa que pode ser avaliada é a do hidrotreatamento das correntes de destilação, utilizando-se o LCO na produção de óleos combustíveis. A vantagem desta alternativa é o menor investimento no conjunto de hidrotreatamento, tendo em vista a menor severidade do processo e menor consumo de hidrogênio. As premissas de mercado indicam o processamento das três correntes, obtendo-se um óleo diesel com teor de enxofre na faixa de 30-50 ppm nesta refinaria.

Em função da configuração simples da refinaria, não se torna economicamente interessante a alocação de petróleos pesados, ou seja, não existe a necessidade de quaisquer adaptações metalúrgicas na Unidade de Destilação. No que tange à capacidade de conversão, a unidade de craqueamento de resíduo existente garante à refinaria um percentual em relação a carga processada da ordem de 40%, o que se mostrou satisfatório no cenário analisado.

4.2.2 Adequação do perfil de produção

O impacto da variável matéria-prima é enorme, ou seja, a configuração escolhida para os esquemas de refino, no que tange aos processos, pode variar expressivamente. No que se refere ao petróleo processado no país, este trabalho, baseado em estimativas do autor a partir das previsões de produção da PETROBRAS, considera que ocorrerá uma redução média de 0,5 °API por ano para os próximos dez anos. Torna-se, então, necessário voltar nossa atenção para os petróleos pesados, com conseqüente necessidade de adaptação das instalações existentes. A Figura 5.9 mostra o aumento de conversão (CONV) que será necessária para se alcançar plena capacidade de processamento de petróleo nacional compatível com uma média de 24 °API em 2015.

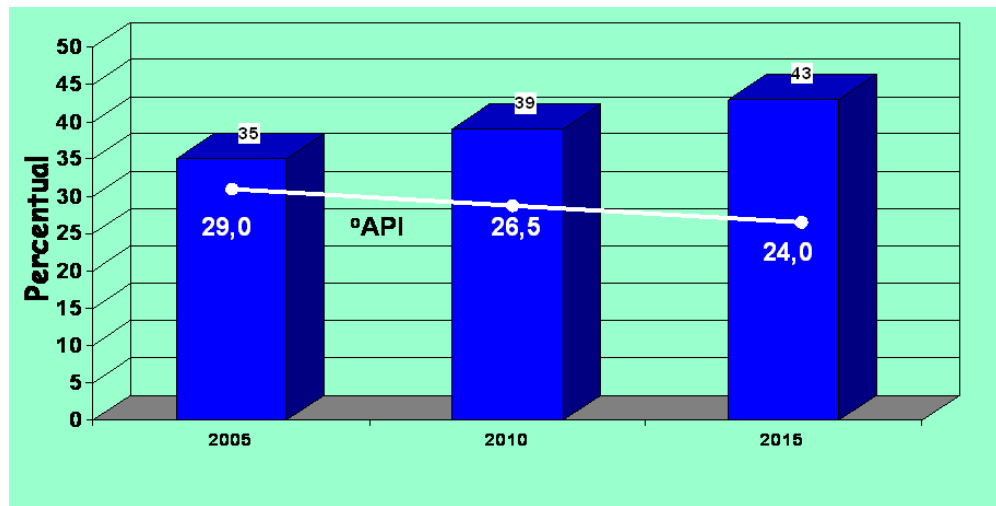


Figura 5.9 – Evolução da Capacidade total das Unidades de Conversão em relação a Capacidade de Destilação e Redução do °API do petróleo processado

Vale ressaltar que deverá ocorrer uma mudança nas escolhas tecnológicas em relação às atualmente adotadas no Parque de Refino Brasileiro, tendo em vista, principalmente, o perfil de nosso mercado. A rota hoje adotada para a conversão de gasóleo é o Craqueamento Catalítico, processo com forte vocação para a produção de gasolina. A escolha deverá recair sobre Unidades de Hidrocraqueamento nos aproximando do modelo de refino europeu.

No que se refere ao resíduo de vácuo, a opção pelas Unidades de Coqueamento Retardado deve atingir seu esgotamento no início da próxima década após a implantação da série de Unidades hoje em avaliação pela PETROBRAS. A Figura 5.10 mostra o aumento da capacidade de conversão em termos de Unidades de Coqueamento Retardado no Brasil.

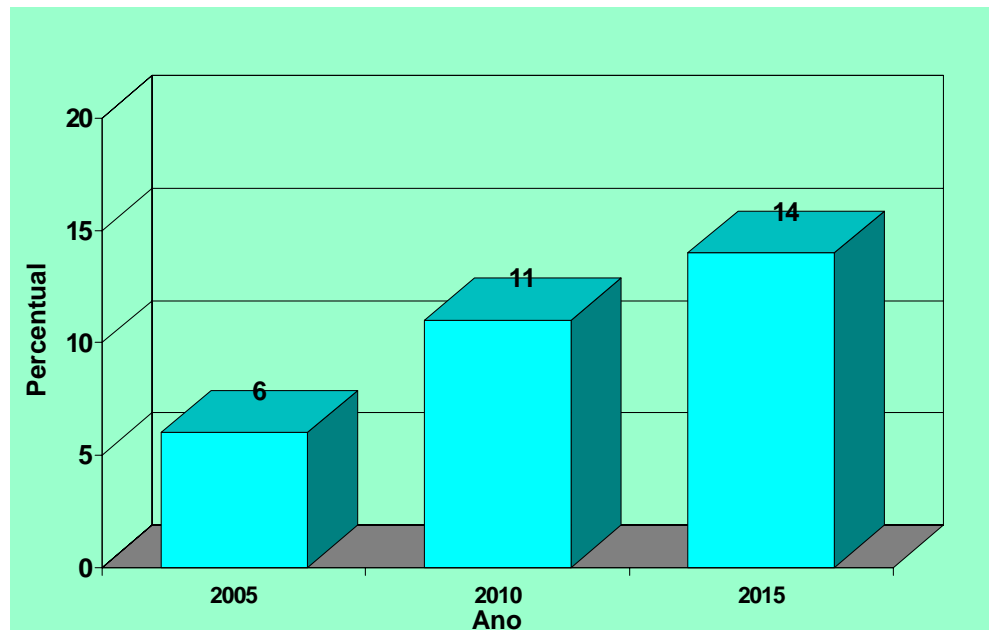


Figura 5.10 – Evolução da Capacidade total de Unidades de Coqueamento Retardado em relação a capacidade de destilação

Uma fronteira tecnológica importante a ser vencida é a hidroconversão do resíduo de vácuo, ou, dependendo da situação específica da refinaria, do resíduo atmosférico. A opção pelo RAT parece ser a mais promissora em função da menor severidade do processo que resulta em menores investimentos, além da possibilidade de apresentar maior rendimento de derivados nobres, notadamente óleo diesel. Em função da desativação do catalisador quando do processamento destas frações pesadas, a alternativa em análise é a da hidroconversão em leito de lama, utilizando um catalisador de baixo custo. A Figura 5.11 apresenta as diversas alternativas existentes e compara seus rendimentos.

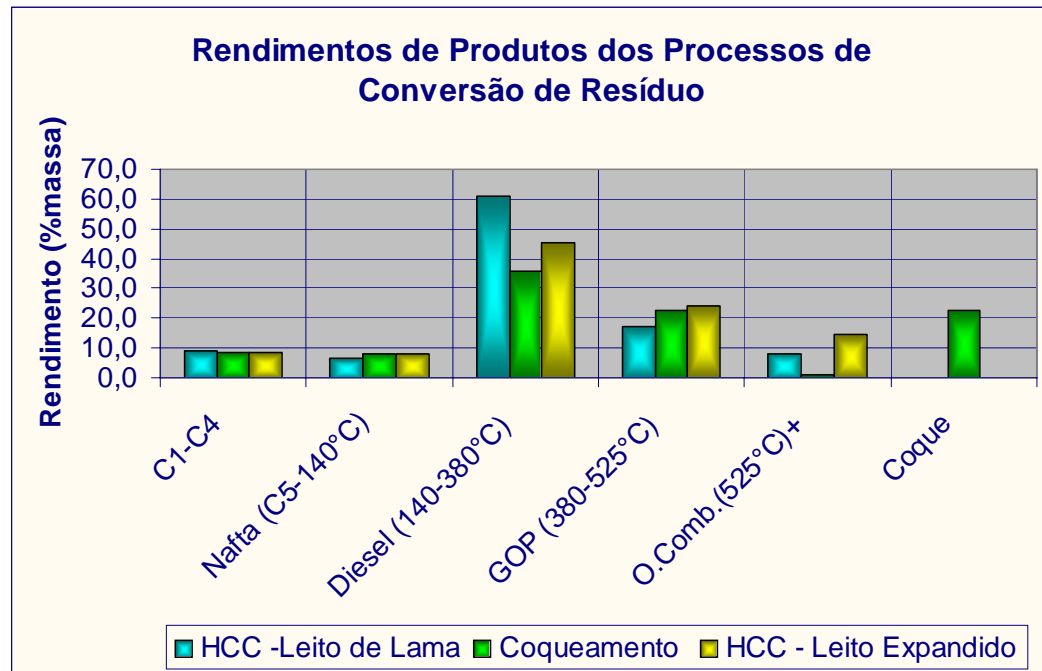


Figura 5.11 – Alternativas Tecnológicas de Hidrocraqueamento (PERISSÉ, 2004)

Num cenário de maior exigência de qualidade, que viabilizasse a produção de óleo diesel, querosene de aviação e gasolina, minimizando-se a produção de óleo combustível, o esquema de refino deverá apresentar Unidades de Hidrocraqueamento. O óleo diesel produzido nestas Unidades apresenta qualidade superior, viabilizando o atendimento de especificações rígidas. A tabela 5.13 apresenta esta qualidade, tanto para o HCC de gásóleo, quanto para o HCC de RAT.

Tabela 5.13 – Qualidade das Correntes no “Pool” de Óleo Diesel

Tipo	Teor de enxofre ppm	Densidade	Número de Cetano
HCC gásóleo	10	0,849	56
HCC de RAT	10	0,845	50

4.2.3 Produção futura de gasolina

No que se refere à produção de gasolina, a Figura 5.12 apresenta uma proposta para esta configuração.

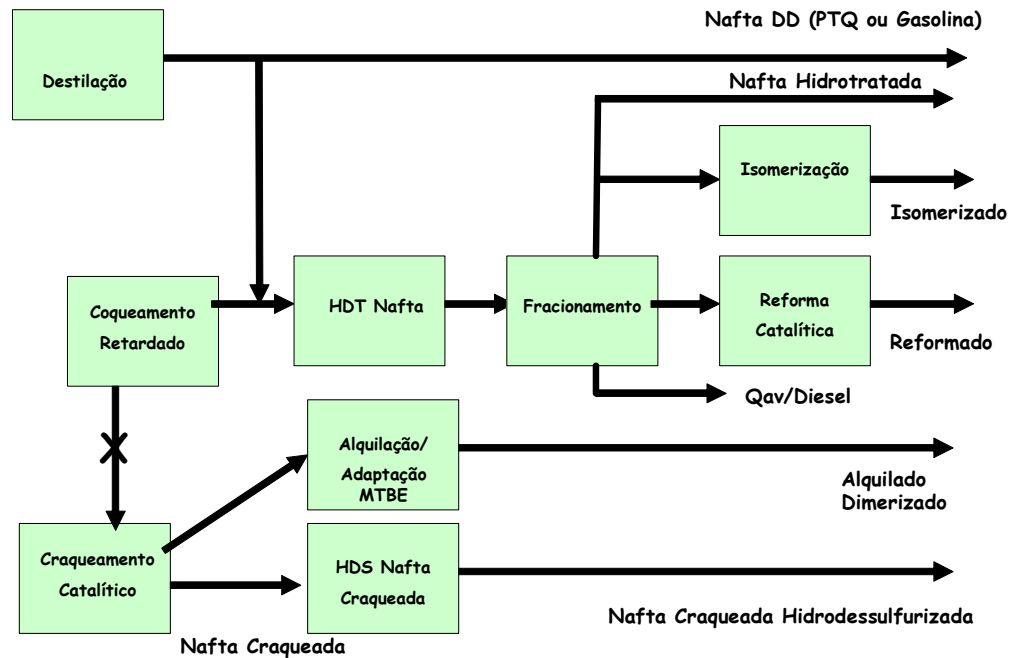


Figura 5.12 – Correntes utilizadas para a produção de gasolina em possível configuração

A gasolina seria produzida a partir de uma mistura das seguintes correntes: nafta hidrotratada, isomerizado, reformado, alquilado, dimerizado e nafta craqueada hidrodessulfurizada. Considerando a Unidade de Destilação Atmosférica com carga hipotética de 100, e percentual para as demais Unidades conforme evolução projetada, seriam obtidos os valores de índices de complexidade, conforme Tabela 5.14.

Tabela 5.14 – Evolução do Índice de Complexidade

Unidade	0	1	2	3	4
Destilação Atmosférica	100	100	100	100	100
Craqueamento Catalítico	0	30	30	30	30
Coqueamento Retardado	0	0	14	14	14
HDT Nafta de Coque	0	0	10	10	10
HDS Nafta Craqueada	0	0	0	16	16
Reforma Catalítica	0	0	0	3	3
Isomerização	0	0	0	0	3
Alquilação	0	0	0	0	2
Índice de Complexidade	1,0	2,8	3,9	4,6	5,2

A Tabela 5.15 apresenta a qualidade de cada uma das correntes que comporiam o “pool” de gasolina. Um outro aspecto muito significativo que não está sendo analisado neste trabalho é a influência de fontes renováveis como, por exemplo, o álcool etílico. A opção por unidades de alquilação, porém, parece pouco provável em função das restrições tecnológicas, discutidas no item 2.4 do Apêndice I.

Tabela 5.15 – Qualidade das Correntes no “Pool” de Gasolina

Tipo	Teor de enxofre máx ppm	Aromáticos máx % v/v	Olefinas máx % v/v
Nafta hidrotratada	0	8	0
Isomerizado	0	0	0
Reformado	0	70	0
Alquilado	0	0	0
Dimerizado	0	0	0
Craqueada tratada	30	30	30

4.2.4 Produção futura de óleo diesel

No que se tange ao óleo diesel a questão é ainda mais complexa em função do cenário a ser adotado. A tabela 5.7 apresenta uma proposta de evolução da especificação adotando-se dois patamares distintos de 50 ppm e 10 ppm de enxofre, com número de cetano de 45 e 51, respectivamente.

A partir dos dados apresentados neste texto (qualidade do petróleo a ser processado, futuras especificações dos produtos e projeções de mercado), o primeiro patamar nos leva a necessidade de implementação de unidades de hidrotratamento com severidade compatível com ganho de cetano da ordem de 3-6 pontos de modo a se ajustar o Parque de Refino.

A Figura 5.13 apresenta a evolução necessária para a capacidade de hidrorrefino e do seu percentual em relação à capacidade de destilação para o parque de refino brasileiro até 2015.

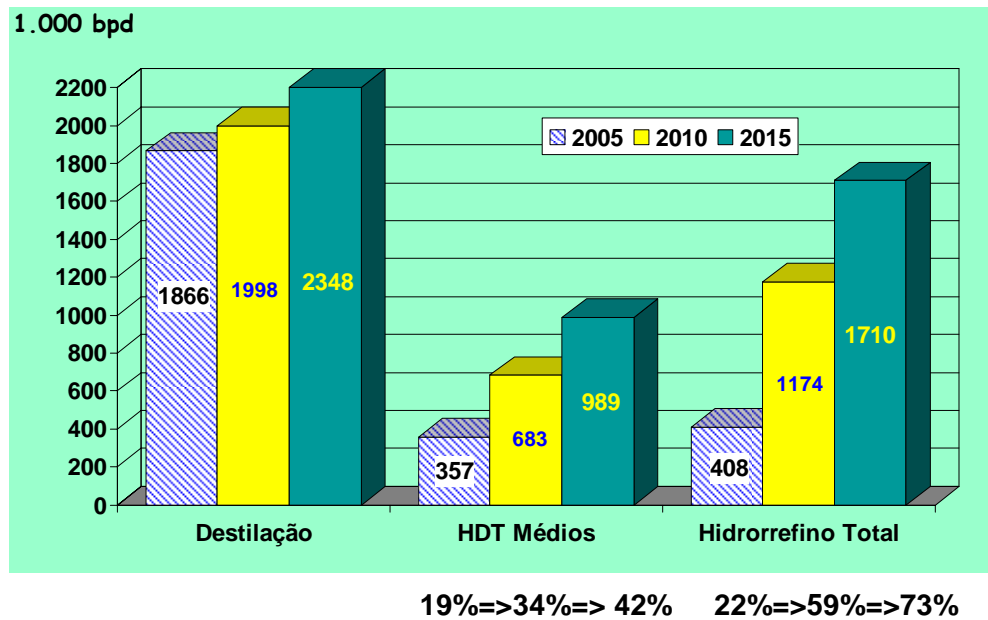


Figura 5.13 - Evolução da capacidade de hidrorrefino em relação à capacidade de destilação, do parque de refino nacional.

Para o patamar seguinte, tornar-se-á fundamental a complementação de nosso parque de refino com unidades de hidroconversão (MHC ou HCC) conforme Figura 5.14.

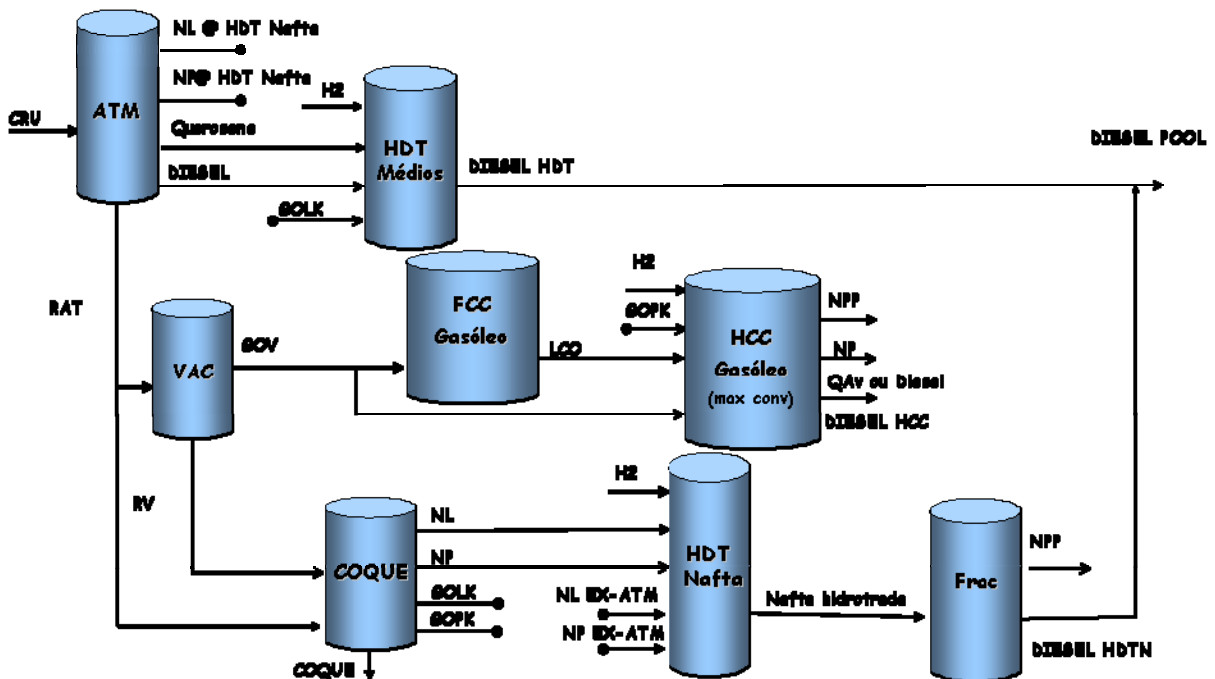


Figura 5.14: Implementação de unidades de hidroconversão (HCC) no parque de refino nacional.

Como se pode observar é enorme o desafio nesta área, envolvendo a pesquisa e o desenvolvimento de processos, novos catalisadores, além de novas tecnologias para a produção de hidrogênio, insumo fundamental para o hidrorrefino. Enfim, estamos diante de uma revolução no nosso parque de refino.

4.2.5 Refinarias do Nordeste e Premium

No que se refere à questão da conversão já analisada, uma interessante alternativa tecnológica, que vem sendo aplicada pela PETROBRAS, é o processamento de resíduo atmosférico em Unidades de Coqueamento Retardado. Esta opção viabiliza o processamento de gasóleos excedentes para a produção de óleo diesel por uma rota térmica. Esta rota compete com as Unidades de Hidroconversão de Gasóleo, porém enfrentará restrições relacionadas à qualidade por ocasião da adoção de novos limites na especificação para o número de cetano do óleo diesel, compatíveis com padrões europeus. Esta alternativa foi a escolhida para a definição do esquema de refino da Refinaria do Nordeste conforme ilustrado na Figura 5.15, tendo em vista o cenário de qualidade que se buscava atender, além de ser a de menor investimento total.

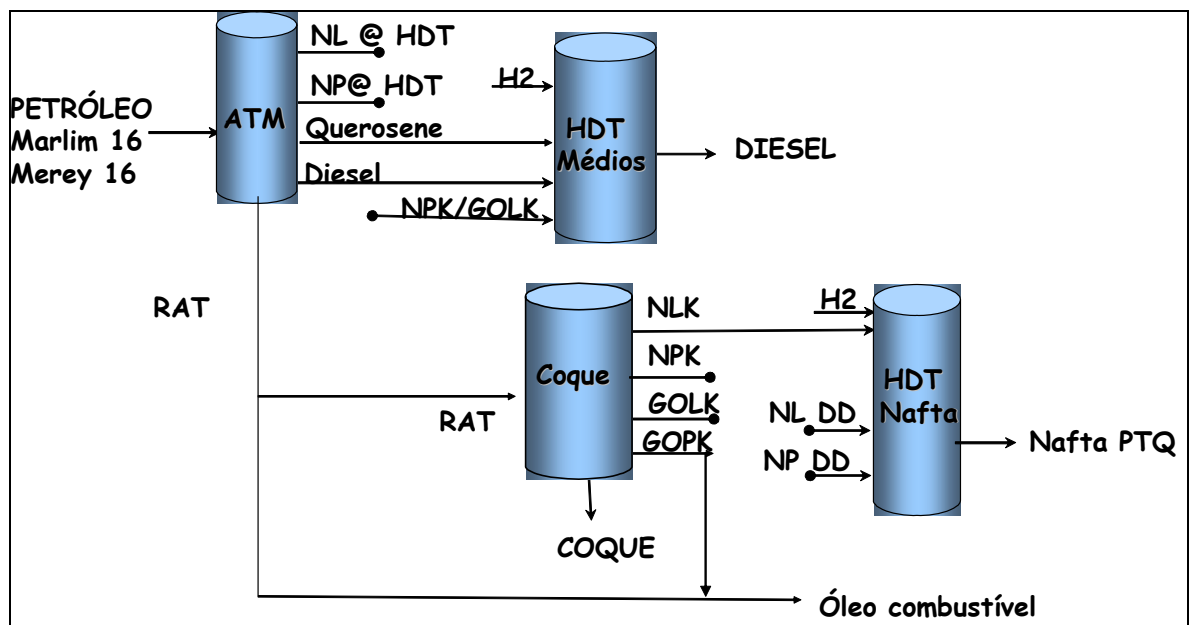


Figura 5.15 – Diagrama de Blocos da Refinaria do Nordeste

Este esquema possui, também, condições de ser alterado quando houver necessidade de aumento da qualidade do óleo diesel produzido, com a entrada em operação de uma Unidade de Destilação a Vácuo e um HCC de gasóleo.

Um esquema de refino que apresenta flexibilidade para atender mercados com estes níveis de exigência propostos para 2020 é apresentado na Figura 5.16.

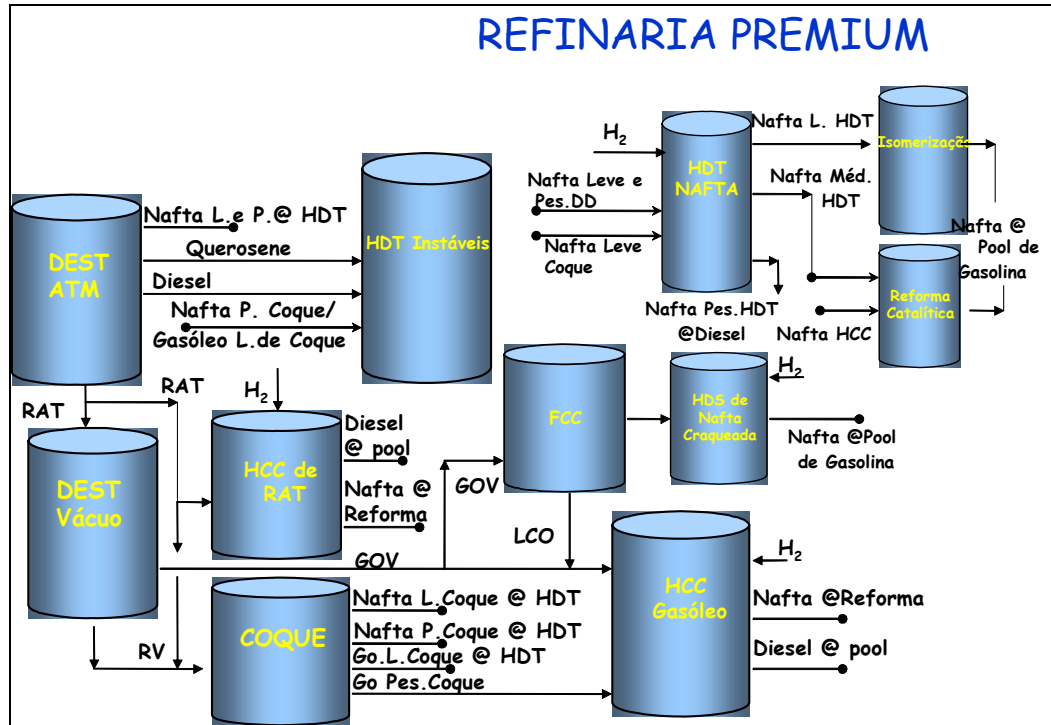


Figura 5.16 – Esquema de Refino para atender cenário 2020

Esta configuração para a Refinaria Premium, ora em análise pela PETROBRAS, tem como objetivo atender premissas mais rígidas de qualidade. A Figura 5.17 apresenta os rendimentos desta proposta que permite uma produção de derivados médios (óleo diesel e querosene de aviação) da ordem de 70% em relação à carga destilada.

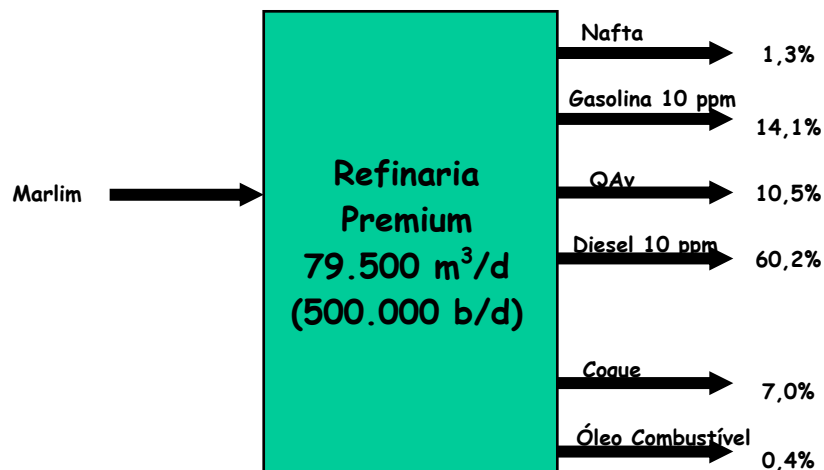


Figura 5.17 – Produção de uma Refinaria Premium

Os indicadores de complexidade destas duas refinarias são apresentados na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Indicadores de Complexidade

Refinaria	Índice de Complexidade	CONV (%)	HDR (%)
Nordeste	8,0	65	88
Premium	8,0	65	96
Média atual Petrobrás	6,8	35	21

A análise da tabela acima mostra como os fatores do índice de complexidade das unidades carecem de atualização.

5 CONCLUSÕES

As mudanças no mundo atual são tantas que a única conclusão segura acerca do futuro é que ele é imprevisível. Segundo Morin, “O século XX descobriu a perda do futuro, ou seja, sua imprevisibilidade” (MORIN, 2001). Conhecer o passado e estudar o presente, porém, são bons recursos para se tentar estabelecer os próximos passos a empreender, os desafios que deveremos superar. A configuração do esquema de refino brasileiro sofreu profundas modificações ao longo do tempo. Tanto as características da matéria-prima processada quanto a dos derivados produzidos se alteraram, tornando necessárias estas adaptações. No caso brasileiro, ainda persiste uma clara defasagem em relação a países mais desenvolvidos, no que se refere a alguns itens da especificação de produtos como o óleo diesel e a gasolina. Projetar uma forte redução nestas diferenças para os próximos quinze anos não parece ser uma premissa difícil de ser defendida, levando-se em conta as crescentes pressões dos órgãos ambientais e montadoras de veículos. Estabelecer, porém, qual será a configuração utilizada para alcançar este objetivo não é tarefa fácil face às múltiplas possibilidades.

Neste trabalho optou-se pelo hidrorrefino como o primeiro grande passo para os próximos anos. Unidades para o hidrotreatamento de correntes intermediárias e produto final assumirão um papel fundamental nos futuros esquemas de refino. Projeta-se um aumento desta capacidade para patamares superiores a 75% em relação ao processamento de petróleo, nos aproximando de mais complexos esquemas de refino adotados em outros países. Outra vertente importante analisada foi a necessidade de aumento de conversão, ressaltando-se que o caminho hoje escolhido de implantação de Unidades de Coqueamento Retardado se esgota no início da próxima década, abrindo caminho para a tecnologia de hidroconversão de resíduo, hoje já em estudo no mundo (PUTEK, 2006). O Brasil vai, necessariamente, investir nesta área tendo em vista as características dos petróleos que vêm sendo descobertos em nossa Plataforma Continental. Atingir um patamar superior a 14% conferirá ao Parque de Refino flexibilidade para superar este desafio.

Portanto, as duas grandes vertentes de investimento para os próximos anos serão centradas no hidrorrefino e na conversão de frações pesadas em derivados médios. Outro aspecto importante está relacionado ao aumento da participação dos renováveis, principalmente, na formulação do óleo diesel, já que a gasolina brasileira já utiliza de 20 a 25% de álcool anidro em sua composição final. No horizonte enfatizado de quinze anos, porém, não se espera que esta

participação supere os 5% em relação ao consumo total deste derivado, mas já abre interessantes perspectivas para o refino pós-2020.

Apesar das previsões do fim da era do petróleo e gás natural, o refino desta preciosa matéria-prima que há décadas move o mundo, não parece dar sinais de fim de ciclo a curto prazo. De acordo com as previsões de conceituadas entidades e empresas, por mais algumas décadas, a sua participação na matriz energética mundial continuará sendo majoritária. O arranjo das refinarias, a integração dos seus processos, sua interação com o Meio Ambiente, a qualidade dos seus produtos, porém, continuará trilhando seu processo de desenvolvimento. Desde a origem, através da utilização de processos como a destilação em batelada, até os dias de hoje, sem dúvida a estrada percorrida foi extensa. Contudo, muito ainda está por ser trilhado antes de atingirmos o fim desta estrada.

A configuração das refinarias brasileiras no século 21 terá como premissas:

- operação mais eco-eficiente, menos agressiva;
- maior sintonia com uma sociedade preocupada com sua própria conservação;
- sinergia com o enorme potencial das fontes renováveis de nosso país.

Em função disto, torna-se fundamental investir em pesquisas nas fronteiras tecnológicas, seja nas questões referentes à energia eólica, solar, biomassa e tantas outras frentes que não apresentam uma grande participação em termos de matriz energética no período de tempo avaliado, mas serão de fundamental importância no ciclo que se seguirá. Estas opções conferirão às empresas de energia a sua consolidação como socialmente responsáveis. A Tabela 6.1 apresenta algumas características das futuras configurações das refinarias.

Tabela 6.1 – Características das futuras configurações das refinarias

Esquema de Refino	Ambiental	Renováveis
Refinarias cada vez mais complexas, apresentando Unidades de Conversão e Hidroprocessamento, com a produção de combustíveis cada vez mais limpos	Processos integrados, ecoeficientes, com menor consumo de energia por volume de petróleo processado	Integração da produção de derivados de petróleo com renováveis, a exemplo do etanol, com crescente participação de óleos vegetais

As refinarias brasileiras, a semelhança das mundiais, darão continuidade à produção de derivados de petróleo por mais algumas décadas. Seu impacto ambiental, porém, deverá ser expressivamente minorado com o passar dos anos, abrindo caminhos para a introdução de tecnologias mais limpas, com crescente participação de fontes renováveis, visando o equilíbrio de todo o planeta com benefícios em todas as áreas, sejam ambientais, sociais ou econômicas.

RECOMENDAÇÕES

Para a realização deste trabalho foram elaboradas projeções para a avaliação qualitativa dos impactos provocados pelas alternativas tecnológicas na qualidade do produto e no perfil de produção. Deste modo, recomenda-se para o aprofundamento desta discussão:

- elaboração de um modelo robusto para o Parque de Refino brasileiro de modo a se promover uma análise quantitativa detalhada dos impactos apresentados neste trabalho;
- levantamento de dados já disponíveis na literatura de modo a representar adequadamente o impacto do hidrorrefino, o que será muito relevante nos próximos anos no refino nacional tendo em vista as diferentes severidades das diversas alternativas e as características dos produtos;
- integração deste modelo com outras fontes de energia auxiliando no Planejamento Energético Brasileiro. O Ministério de Minas e Energia disponibiliza um interessante relatório com os dados da Matriz Energética Brasileira. Um modelo integrado permitiria analisar as interfaces, permitindo um melhor entendimento dos desafios que o Brasil precisa superar na Área de Energia. Poder-se-ia, por exemplo, avaliar de forma integrada, num cenário de carência de gás natural, a possibilidade de gaseificação de resíduo asfáltico ou coque, produzindo o insumo para a geração de energia elétrica em plantas que estariam sem condições de operar por falta de carga;
- avaliação do impacto desta proposta na margem de refino, já que a premissa deste trabalho foi se ater às alterações ocorridas na configuração no parque de refino, e as que, ainda, serão implementadas nos próximos quinze anos;
- análise do impacto das correntes renováveis como o etanol e o biodiesel não apenas no mercado mas na própria configuração do Parque de Refino. A possibilidade de co-processamento do óleo vegetal nas Unidades de Hidrotratamento é interessante e poderá se tornar uma rota alternativa, integrando, cada vez mais, derivados de petróleo com fontes renováveis, o que é uma forte tendência futura. A iniciativa da PETROBRAS de implementação do HBIO em suas instalações é um passo importante neste sentido, e deve ser modelada de modo a se avaliar a disponibilidade de óleo vegetal e qual rota se torna mais interessante para o país.

APÊNDICE I

Processos de Refino

O consumo de petróleo tem crescido continuamente desde a sua descoberta em escala comercial na segunda metade do século XIX. Os derivados de petróleo tornaram-se indispensáveis para o desenvolvimento econômico do planeta, servindo não apenas como fonte de energia, mas também como insumo para uma série de indústrias. Estes derivados são obtidos a partir do petróleo, o qual é inicialmente separado em frações pelo processo de destilação, seguindo-se outros processos que compõem o refino do petróleo. No mundo são encontrados petróleos com composições muito variadas, apresentando diferentes rendimentos das frações, o que torna necessária a utilização de processos complementares de conversão e hidrotratamento para permitir atender a demanda e qualidade dos derivados, independente do tipo de petróleo que seja processado.

Segundo definição da American Society for Testing Materials, o petróleo é:

Uma mistura de ocorrência natural, consistindo predominantemente de hidrocarbonetos e derivados orgânicos sulfurados, nitrogenados e oxigenados, a qual é ou pode ser removida da terra no estado líquido. O petróleo bruto está comumente acompanhado por quantidades variáveis de substâncias estranhas tais como água, matéria inorgânica e gases (FARAH, 1989).

O refino do petróleo, realizado nas refinarias, consiste, portanto, de uma seqüência de processos com o objetivo de se produzir os derivados que apresentam interesse comercial na quantidade e qualidade desejada.

Os processos de refino para a produção dos derivados podem ser divididos em físicos, químicos, de tratamento e auxiliares. Os processos físicos têm como objetivo promover a separação de frações de petróleo, enquanto que os químicos objetivam modificar a estrutura dos compostos presentes. Quanto aos processos de tratamento estes têm o objetivo de promover a remoção de substâncias indesejáveis que podem conferir diversos efeitos indesejáveis aos derivados tais como a instabilidade química ao produto, corrosividade, acidez e outros. Os processos auxiliares têm o objetivo de possibilitar o funcionamento da refinaria no que se refere à produção de insumos para os demais processos citados, como vapor d'água, água tratada, ar, bem como a minimização do impacto ambiental.

O conjunto dos processos de uma refinaria é denominado de Esquema de Refino, sendo o objetivo deste Esquema, normalmente, a maximização de produtos de maior valor agregado.

Deve-se, também, atender aos requisitos de qualidade aos menores custos operacionais de modo a se buscar uma margem de refino que permita obter a adequada rentabilidade econômica. Ao longo do tempo, gradativamente o Esquema de Refino de uma refinaria se modifica em função dos avanços em tecnologia, descontinuando-se determinados processos e adotando-se outros.

No Brasil é encontrada uma expressiva diversidade de Esquemas, o que aliado às demandas do mercado implica na necessidade de se alocar petróleos distintos para as refinarias. Refinarias com baixo nível de complexidade apresentam dificuldades crescentes de superarem os desafios de qualidade e de rentabilidade mínima para permanecerem no negócio, necessitando, em alguns casos, de petróleos mais leves e com baixos teores de contaminantes, mais fáceis de serem processados, porém mais caros, impactando seriamente os resultados econômicos obtidos. Outro ponto importante é a área de influência da refinaria. Caso o mercado da região exija determinados produtos, a produção de outros derivados que não sejam de interesse deste mercado implica no envio para locais mais distantes, com fretes caros, reduzindo sua competitividade, o que pode ser agravado ainda mais em função de sua escala.

1 Processos Físicos de Refino

Dentre os processos físicos que têm como objetivo separar as frações de petróleo sem promover quaisquer modificações nas estruturas químicas dos compostos presentes, encontram-se os seguintes processos em ordem decrescente de número de Unidades no Parque de Refino Brasileiro:

- Destilação Atmosférica e a Vácuo;
- Desasfaltação a Solvente;
- Desaromatização por solvente;
- Desparafinação;
- Desoleificação.

Será apresentada a seguir uma descrição sucinta de cada um destes processos.

1.1 Destilação Atmosférica e a Vácuo

A destilação tem o objetivo de separar o petróleo em frações com faixas de ebulição sucessivas. Normalmente, encontraremos as duas destilações, atmosférica e a vácuo, fazendo parte do conjunto de unidades de uma refinaria. Existem, porém, alguns casos onde o

processamento de um petróleo leve e uma determinada configuração de refino torna desnecessária a destilação a vácuo (i.e., Refinaria de Capuava, RECAP). Em outros casos o processamento de um petróleo pesado, com baixo rendimento de frações leves, permite a retirada da destilação atmosférica do esquema de refino (i.e., Lubrificantes e Derivados de Petróleo do Nordeste, LUBNOR). Adotaremos aqui a descrição da Unidade composta pelas duas destilações, dividindo-a em seções, conforme Figura 1.

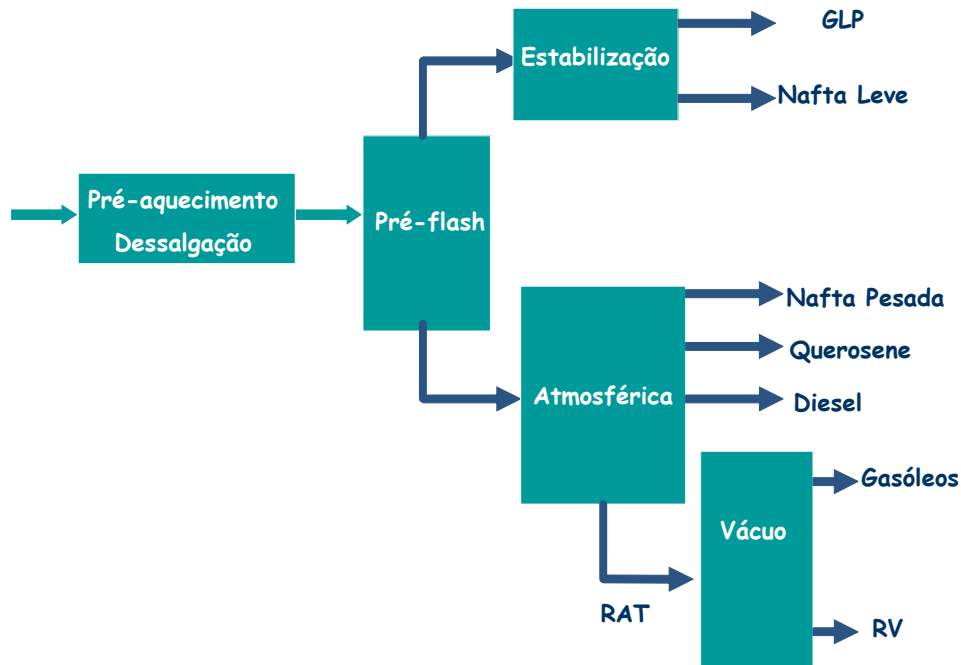


Figura 1 - Diagrama de Blocos de uma Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo

O petróleo que chega à refinaria vem acompanhado de água e sais minerais, buscando-se na seção de dessalgação a remoção desses sais, que têm efeitos danosos aos equipamentos. Sua deposição em permutadores de calor reduz a eficiência da bateria de pré-aquecimento da unidade e pode provocar corrosão nesses equipamentos. Além desses dois efeitos, os sais podem causar o entupimento das tubulações por depósitos ou a formação de coque. Outra questão importante é o envenenamento dos catalisadores das Unidades que processarão frações provenientes da Unidade de Destilação.

A dessalgação consiste na mistura do petróleo pré-aquecido com cerca de 5% de água em relação à carga de petróleo, dissolvendo-se os sais. A separação da água com os sais dissolvidos é promovida nas dessalgadoras. Nestes vasos aplica-se um elevado campo elétrico, provocando o coalescimento das gotas de água que contém íons provenientes dos sais dissociados. Em alguns

casos pode se optar pela adição de desemulsificantes para auxiliar na quebra da estabilidade da emulsão de água-em-óleo.

Após a dessalgação, o petróleo é aquecido em baterias de trocadores de calor e/ou fornos até a temperatura limite que se pode aquecer o petróleo sem o risco de sua decomposição térmica. A carga, parcialmente vaporizada, alimenta então uma torre de destilação à pressão atmosférica (seção atmosférica), Figura 2. Em algumas refinarias existem torres chamadas de Pré-Flash que operam com pressões mais elevadas do que a pressão ambiente e promovem uma primeira separação, reduzindo a carga dos fornos e das torres atmosféricas.



Figura 2 – Unidade de Destilação Atmosférica da REMAN (U-2111)

As torres possuem dispositivos de contato de fases que podem ser bandejas (perfuradas, com borbulhadores, etc) ou recheios (estruturados ou randômicos), permitindo a separação do petróleo nas suas diversas frações, pela diferença de seus pontos de ebulição. A torre apresenta um perfil de temperatura com patamares mais baixos no topo e mais elevados no fundo. Para isto, dispõe de sistemas de troca térmica, sendo o calor retirado no topo e calor fornecido no fundo das torres. O vapor ascendente, ao entrar em contato com o líquido descendente, troca calor e massa, e promove a separação das frações de acordo com seu ponto de ebulição. A composição do líquido varia ao longo da torre, tornando-se mais rico em compostos pouco voláteis na medida em que se aproxima do fundo da torre, e o vapor rico em compostos mais voláteis na medida em

que se aproxima do topo. Entre o topo e a entrada de carga na torre são retirados, na parte lateral da torre, produtos intermediários, quais sejam: nafta pesada, o querosene, e o óleo diesel. Na seção de estabilização, que possui uma torre fracionadora adicional, são separadas as frações leves: GLP e nafta leve. As frações mais pesadas, que não são vaporizadas nas condições operacionais desta torre são retiradas no fundo. Esta fração é chamada de resíduo atmosférico (RAT).

O RAT é processado na destilação a vácuo que opera a pressões muito baixas. Com isto, se torna possível a vaporização e separação dos gasóleos desta corrente, sem os riscos da decomposição térmica que ocorreria em temperaturas muito elevadas ($>380\text{ }^{\circ}\text{C}$). A carga é aquecida em fornos e em grande parte vaporizada ao entrar na torre. A separação é obtida com os mesmos dispositivos da torre atmosférica, obtendo-se os gasóleos e um produto de fundo chamado resíduo de vácuo (RV), Figura 3. Os gasóleos são, normalmente, utilizados como carga em outras unidades de processo, sejam físicos (i.e., desparafinação ou desaromatização) ou químicos (i.e., craqueamento catalítico ou hidrocraqueamento). O RV, constituído de hidrocarbonetos pesados, pode ser utilizado na produção de óleo combustível ou asfalto ou ainda servir como carga para outras unidades de processamento físico (i.e., desasfaltação a solvente) ou químico (i.e., coqueamento retardado).

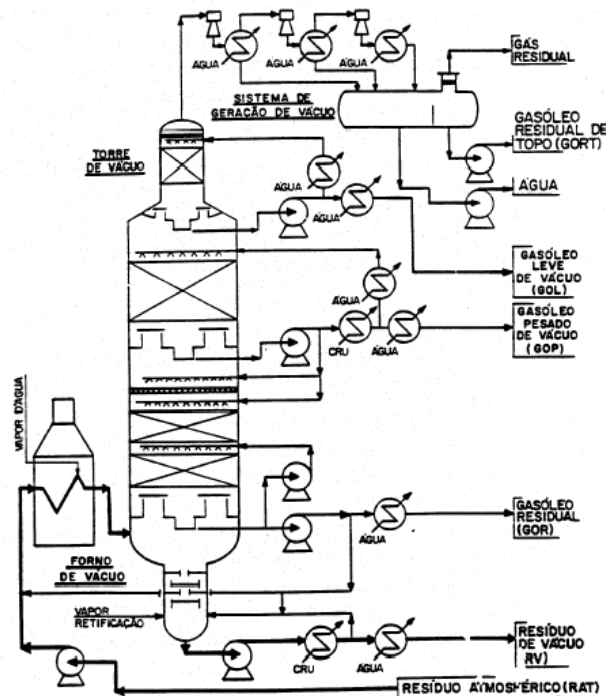


Figura 3 - Diagrama Esquemático de Unidade de Destilação a Vácuo (ABADIE, 1999)

1.2 Desasfaltação a Solvente

O processo de desasfaltação a solvente (propano, butano ou mistura entre eles) tem como objetivo produzir o chamado Óleo Desasfaltado utilizado como carga para a produção de lubrificantes de alta viscosidade e de alto valor comercial ou compondo a carga da Unidade de Craqueamento Catalítico. A Figura 4 mostra a unidade de desasfaltação, U-1790, da REDUC. O solvente está no estado líquido por estar submetido a elevada pressão.



Figura 4 – Unidade de Desasfaltação a Solvente REDUC (U-1790)

Este processo se dá em torres de extração líquido-líquido, onde a carga pré-diluída com o solvente é alimentada pelo topo e o solvente pelo fundo, gerando dois (2) fluxos em contracorrente onde a extração é promovida. Pelo topo da torre é retirada uma mistura de solvente com o óleo extraído e pelo fundo as frações rejeitadas, chamadas de resíduo asfáltico (RASf). As correntes de topo e de fundo são enviadas para seções distintas de recuperação do

1.3 Desaromatização a Solvente

Os destilados e desasfaltados são gerados nas unidades de destilação a vácuo e desasfaltação a propano necessitando, porém, ser submetidos a determinados processos com o objetivo de adequar algumas de suas propriedades físicas. A desaromatização a solvente é um dos processos que compõem o trem de produção de óleos básicos pela rota solvente, e consiste na extração de compostos aromáticos por um solvente específico, que pode ser o furfural, o fenol ou a n-metil pirolidona (nmp). Os compostos aromáticos são indesejáveis em função da variação de sua viscosidade com a variação de temperatura. Lubrificantes trabalham em amplas faixas de temperatura e se espera que mantenham suas propriedades em toda a faixa de temperatura.

Este processo, sendo também uma extração líquido-líquido, é similar à desasfaltação, sendo composto de seções de extração, e recuperação do solvente das fases extrato e refinado. Existe, também, uma seção de purificação do solvente, onde a água e resíduos oleosos são removidos do solvente. A Figura 6 apresenta um diagrama esquemático deste processo. O extrato aromático, subproduto desse processo, pode ser utilizado como insumo para a produção de cimento asfáltico de petróleo (CAP), óleo extensor de borracha sintética, carga da Unidade de Craqueamento Catalítico ou diluente na produção de óleos combustíveis. O óleo desaromatizado é estocado para o seu processamento posterior.

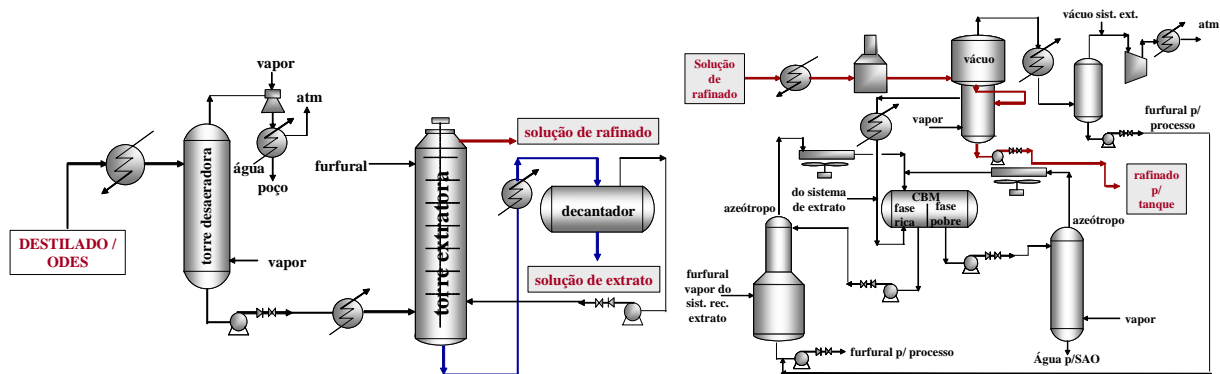


Figura 6 - Diagrama Esquemático de Unidade de Desaromatização a Furfural (FREITAS, 2006)

Existem três destas Unidades no Brasil, sendo duas na REDUC e uma na RLAM.

1.4 Desparafinação

Esta Unidade tem como objetivo a remoção de determinados compostos parafínicos que apresentam elevado ponto de fluidez. Esses compostos precisam ser retirados do óleo lubrificante

em função da adequação das características de escoamento uma vez que as frações destiladas na unidade de destilação a vácuo, assim como o óleo desasfaltado de petróleo parafínico possuem consistência pastosa ou são sólidos a temperatura ambiente.

A sequência do processo é a seguinte: a carga (desaromatizada) é inicialmente diluída com o solvente. Essa mistura é aquecida de forma a garantir a sua homogeneidade. Em seguida, efetua-se um resfriamento lento, em três etapas (troca com água, troca com filtrado frio e troca com propano). Ao final do resfriamento, a temperatura está abaixo de -10°C e tem-se uma mistura de óleo dissolvido em solvente, com cristais de parafinas em suspensão. Esta é enviada a um vaso acumulador, escoando daí para os filtros. A parafina depositada sobre o pano do filtro é removida por lâminas raspadoras, encaminhada para as botas dos filtros e daí bombeada para a seção de recuperação de solvente.

Atualmente, o solvente usado nesse processo é o metil-etil-cetona (MEK), o metil-isobutil-cetona (MIBK) ou pode ser constituído de uma mistura MEK e tolueno. Utiliza-se para a recuperação do solvente, o aquecimento e *flash* em dois estágios, seguidos por retificação a vapor, produzindo-se o óleo desparafinado e uma parafina oleosa. O óleo é enviado à unidade de hidroacabamento e a parafina oleosa é carga para a seção de desoleificação de parafinas, sendo então vendida como parafina industrial, ou utilizada com carga em Unidades de Craqueamento Catalítico (FCC).

Dependendo das características do gasóleo (destilado), a Unidade de Desparafinação pode anteceder à de Desaromatização. No Brasil, isto acontece na RLAM em função do elevado teor de parafinas contido no gasóleo produzido a partir do petróleo Baiano.

A PETROBRAS conta com três destas Unidades no Brasil, sendo duas na REDUC e uma na RLAM.

1.5 Desoleificação de Parafinas

A desoleificação de parafinas é um processo semelhante à desparafinação, cujo objetivo é remover o óleo contido na parafina, viabilizando sua utilização. Neste processo se utiliza o mesmo solvente da Unidade de Desparafinação, mas a filtração é feita em temperaturas positivas ($>10^{\circ}\text{C}$), separando-se a parafina oleosa em duas correntes. A fração oleosa, removida pela ação do solvente e por filtração, denominada parafina mole, é usualmente processada em unidades de craqueamento. A parafina desoleificada, depois de hidrotratada, pode ser comercializada para a

produção de velas, ceras, recobrimento de alimentos, vaselinas e outros produtos farmacêuticos, além de insumo para a fabricação de papel. A Figura 7 apresenta um diagrama esquemático desse processo.

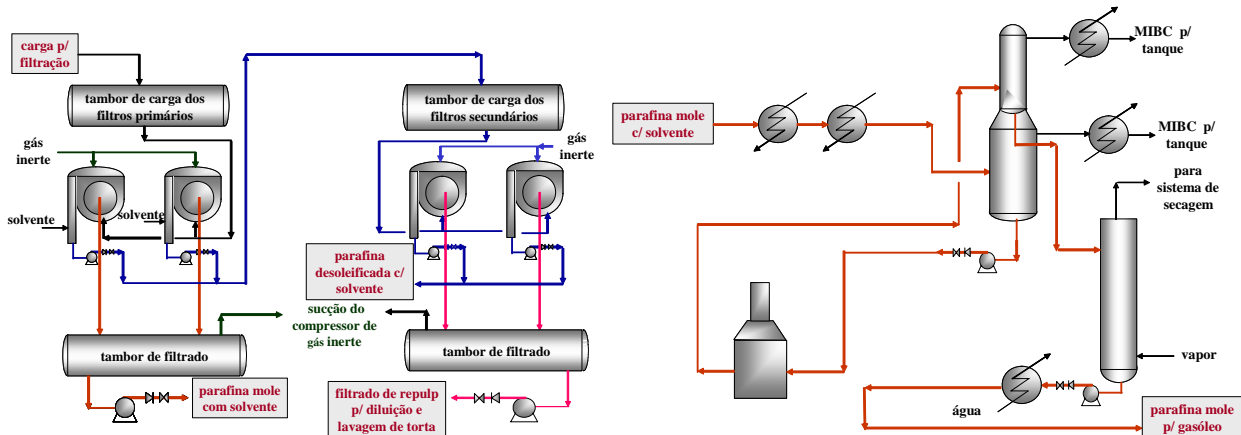


Figura 7 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Desoleificação (FREITAS, 2006)

A PETROBRAS possui duas destas Unidades no Brasil, sendo uma na REDUC e a outra na RLAM.

2 Processos Químicos de Refino

Os processos químicos são aqueles que promovem alterações nas características químicas das frações processadas, buscando a produção daquelas que apresentam maior valor agregado. Diferentemente dos processos físicos, estes processos utilizam reações de quebra das cadeias de hidrocarbonetos, além de reagrupamento ou reestruturação molecular. Apresentam, normalmente, elevada rentabilidade em função do processamento de correntes de menor valor comercial como é o caso dos gasóleos, resíduo atmosférico e resíduo de vácuo. A existência de Unidades de Processo com estas características resulta no aumento do grau de complexidade de uma refinaria.

As reações de cada processo ocorrem a determinados níveis de temperatura e pressão, sendo bastante freqüente também a presença de um catalisador com o objetivo de promover a reação desejada.

Dentre os principais processos de conversão utilizados no Parque de Refino Brasileiro encontram-se os seguintes processos em ordem decrescente de número de Unidades:

- Craqueamento Catalítico;

- Coqueamento Retardado;
- Reforma Catalítica;
- Alquilação;
- Craqueamento Térmico;
- Viscosredução;
- Hidrocraqueamento Catalítico;
- Isomerização.

Será apresentada a seguir uma descrição sucinta de cada um destes processos.

2.1 Craqueamento Catalítico (FCC)

O craqueamento catalítico, Figura 8, é o processo de quebra das grandes moléculas de gasóleo e determinados resíduos utilizando-se temperatura, pressão e catalisador. O craqueamento catalítico substituiu amplamente o craqueamento térmico, pois é possível, através dele, produzir mais gasolina de alta octanagem, assim como menores quantidades de frações pesadas, em condições operacionais consideravelmente mais brandas do que as dos processos térmicos.



Figura 8 - Unidade de Craqueamento Catalítico REPAR

Este processo, assim como outros processos de refino que utilizam catalisadores, produz coque, que se deposita sobre a superfície do catalisador, diminuindo suas propriedades catalíticas, implicando na necessidade da sua regeneração contínua.

A carga pré-aquecida entra em contato com o catalisador quente dentro de um tubo ascendente, denominado de “riser”, zona ao longo do qual a maioria das reações ocorre. Concluídas as reações de craqueamento, o catalisador com atividade reduzida devido ao coque depositado na sua superfície, chamado catalisador gasto, separa-se dos gases do craqueamento no vaso separador (reator) ou em ciclones fechados na saída do *riser* caindo para o retificador, onde vapores de hidrocarbonetos arrastados com o catalisador são removidos com o vapor d’água. Os produtos craqueados são fracionados numa torre, obtendo-se os diversos cortes: gás combustível, GLP, nafta craqueada, óleo leve de reciclo e óleo clarificado.

O catalisador retificado é então enviado ao regenerador, onde o coque é queimado injetando-se ar no leito denso, restabelecendo-se a atividade do catalisador e gerando toda a energia térmica necessária ao processo: aquecimento e vaporização da carga e promoção das reações de craqueamento, que são endotérmicas. O catalisador com as atividades restabelecidas, chamado catalisador regenerado, é novamente enviado ao *riser* fechando o circuito. A Figura 9 mostra um diagrama esquemático desse processo.

Este é o processo mais utilizado para a produção de gasolina. No Brasil, todas as refinarias da Petrobras, excetuando-se a LUBNOR, possuem esta unidade em seu Parque de Refino, sendo que três delas apresentam dois FCCs. São, portanto, quatorze FCCs, dos quais três voltados para o craqueamento catalítico de RAT, os chamados RFCCs. A Refinaria Ipiranga completa o quadro brasileiro, totalizando assim quinze FCCs no Brasil.

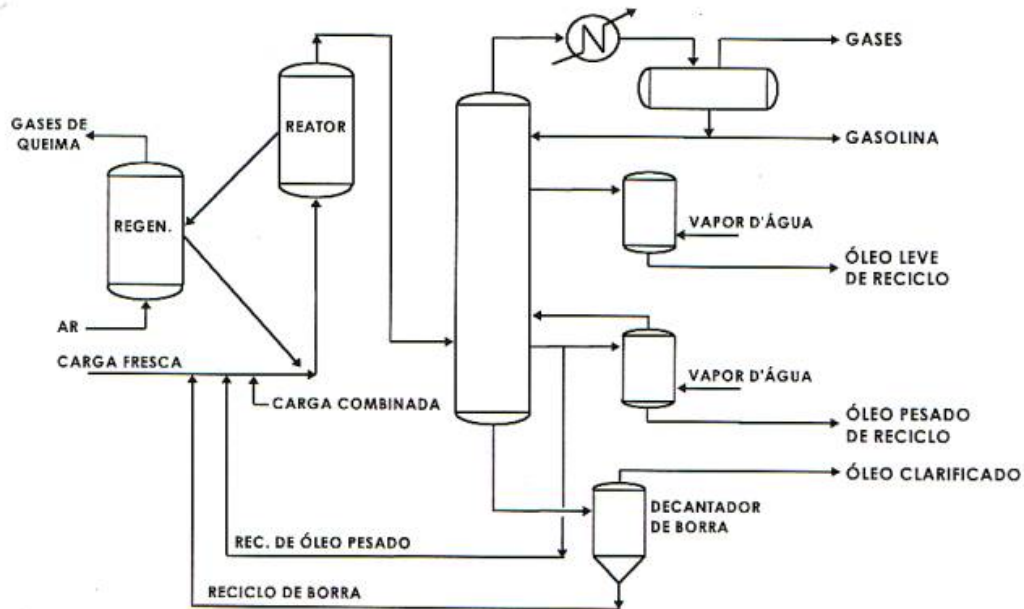


Figura 9 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Craqueamento Catalítico (FARAH, 2002)

2.2 Coqueamento Retardado

O coqueamento é o processo de craqueamento das frações pesadas oriundas das Unidades de Destilação Atmosférica e a Vácuo (RAT e RV), além do RASF produzido nas Unidades de Desasfaltação a Solvente. Tem como objetivo a redução da produção de óleos combustíveis nas refinarias, maximizando a produção de óleo diesel, além de GLP, nafta e gasóleo de coque, e viabilizando o processamento econômico de petróleos mais pesados.

O coqueamento também produz coque, que pode ser usado como combustível para plantas de geração de energia, servindo de matéria-prima para a confecção de muitos produtos à base de carbono e grafite, tais como anodos para a produção de alumínio e eletrodos para a produção de fósforo elementar, dióxido de titânio, carbetos de cálcio e de silício.

Neste processo, a carga é primeiramente introduzida na base de uma torre de fracionamento onde é preparada a carga combinada. Na região de preparação da carga combinada, pode ocorrer a vaporização de frações mais leves contidas na carga. A fração residual em si é, então, misturada com um reciclo do processo de coqueamento (gasóleo pesado de coque) e encaminhada para o forno da unidade para aquecimento até 540 °C, alimentando um vaso reacional denominado “tambor de coque”, onde o coque é formado. Na medida em que o coque neste tambor atinge o nível máximo operacional, a corrente de alimentação é enviada para um

outro tambor, paralelo ao anterior. Os vapores, oriundos desses tambores, são enviados de volta à torre para fracionamento e posterior tratamento, conforme Figura 10.

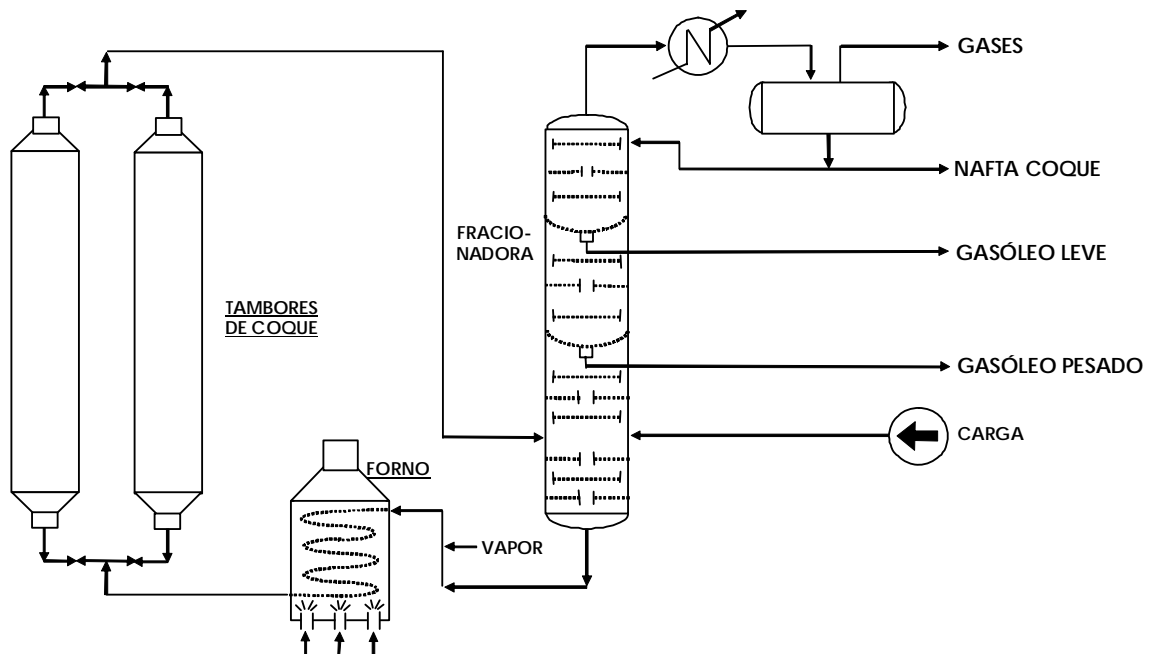


Figura 10 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Coqueamento Retardado (FARAH, 2002)

Várias destas Unidades estão com previsão de entrada em operação para os próximos anos nas refinarias da PETROBRAS com o objetivo de ajustar o perfil de produção ao mercado, oferecendo produtos de maior valor agregado, e viabilizando o processamento do petróleo nacional mais pesado que o utilizado originalmente em nossas refinarias. Atualmente, a PETROBRAS dispõe de seis dessas Unidades, sendo duas na REPLAN, duas na refinaria presidente Bernardes Cubatão (RPBC), uma na refinaria Gabriel Passos (REGAP), conforme Figura 11, e a mais recente na refinaria Alberto Pasqualini (REFAP).



Figura 11 - Unidade de Coqueamento Retardado REGAP

2.3 Reforma Catalítica

Este processo tem como objetivo o rearranjo da estrutura molecular dos hidrocarbonetos na faixa da nafta com o objetivo de se produzir um derivado de alta octanagem, próprio para utilização em motores com altas taxas de compressão. Pode-se, também, produzir hidrocarbonetos aromáticos nobres, tais como benzeno, tolueno e xilenos, que são fracionados a fim de se obter cada um deles com elevado grau de pureza. A Figura 12 apresenta um diagrama esquemático desse processo.

As reações são promovidas com a utilização de um catalisador, geralmente à base de platina associada a outro metal nobre. A nafta, carga do processo, sofre um conjunto complexo de reações que levam à formação de um reformado rico em hidrocarbonetos aromáticos, GLP, hidrogênio e gás combustível.

Podem ser utilizados processos em leito fixo e em leito fluidizado, com séries de três a seis reatores, sendo que a carga deve ser hidrotratada antes de entrar no reator de reforma, a fim de que sejam removidas eventuais impurezas de enxofre, nitrogênio e metais. Estas substâncias contaminam o catalisador da reforma, reduzindo a sua atividade, comprometendo o rendimento e a qualidade do reformado. Nos processos contínuos, o catalisador pode ser regenerado no reator, sem que seja necessária a interrupção da operação da unidade. Nos processos denominados semi-regenerativos, a regeneração do catalisador exige a interrupção da operação da Unidade.

O Parque de Refino Brasileiro dispõe de três Unidades de Reforma Catalítica, sendo que duas na PETROBRAS e a outra em Manguinhos. Encontram-se atualmente, em fase de projeto, três novas Unidades (REPAR, REVAP e REPLAN), além da ampliação e modernização (“revamp”) da unidade existente na RPBC.

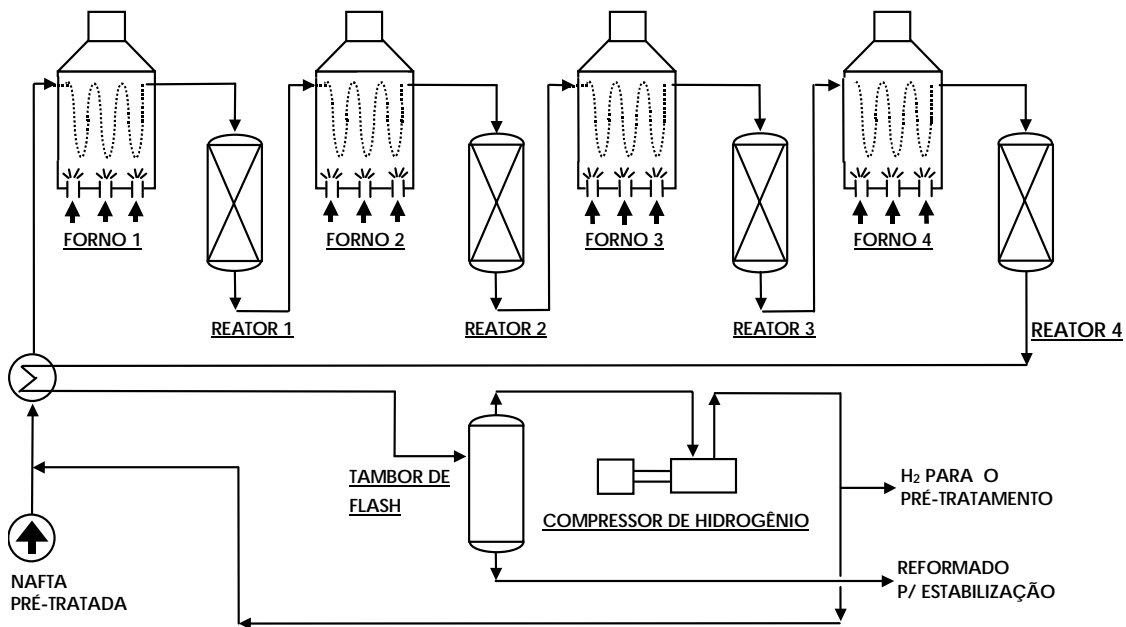


Figura 12 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Reforma Catalítica (FARAH, 2002)

2.4 Alquilação

Este processo é utilizado na produção de gasolinas de alta octanagem. Utiliza como carga uma mistura de isobutano e butenos. O primeiro é gerado, principalmente, durante o craqueamento catalítico, o coqueamento retardado ou no processamento do gás natural, enquanto que os butenos estão presentes, basicamente, no GLP produzido nas duas primeiras Unidades de processo citadas.

A alquilação é um processo que tem como objetivo a reação destas duas moléculas, uma olefínica e uma isoparafínica, com o objetivo de se produzir uma terceira: o isoctano. Esta síntese é promovida através do uso de energia térmica ou de catalisadores, normalmente ácido sulfúrico (H_2SO_4) ou ácido fluorídrico (HF). A Unidade da PETROBRAS na RPBC utiliza ácido fluorídrico.

Uma unidade de alquilação é constituída de duas seções principais: uma seção de reação e uma seção de recuperação dos reagentes e purificação do catalisador. As reações são exotérmicas, e o controle de temperatura da emulsão é feito através do resfriamento do ácido recirculante. A emulsão hidrocarbonetos/catalisador segue para um tambor de decantação, onde o ácido é separado dos hidrocarbonetos, sendo a fase ácida recirculada para o reator e a fase orgânica enviada à seção de recuperação dos reagentes. Parte do catalisador segue para a seção de purificação onde os resíduos ácidos formados durante as reações são removidos do ácido circulante.

A utilização de HF, porém, traz um elevado risco em função da sua toxicidade. Existe uma tendência mundial para a sua substituição por H_2SO_4 . Um passo significativo na evolução deste processo seria a utilização de catálise heterogênea. Não existe ainda no mundo nenhuma planta em escala comercial operando com esta tecnologia.

A PETROBRAS dispõe apenas de uma Unidade desse tipo na RPBC.

2.5 Craqueamento Térmico

O craqueamento térmico é um processo de refino que utiliza calor e pressão para efetuar a quebra de grandes moléculas de hidrocarbonetos em moléculas menores e mais leves. Usualmente são processados gasóleo pesado ou resíduo atmosférico, produzindo-se GLP, nafta, um diesel instável e óleo combustível.

Neste processo a carga passa inicialmente por um preparo semelhante ao do processo de coqueamento retardado (torre combinada). Em seguida, esta é aquecida até uma temperatura elevada, sendo, então, enviada ao reator. A corrente de saída é misturada com a carga e uma corrente de reciclo, mais fria, com o objetivo de interromper as reações de craqueamento. Esta mistura é enviada para a câmara de expansão. A fração vaporizada, mais leve, é enviada a uma torre fracionadora. O resíduo pesado é utilizado para resfriar a corrente que deixa o reator, e utilizada para a produção de óleos combustíveis. A Figura 13 apresenta um diagrama esquemático desse processo.

Comparado ao craqueamento catalítico, o térmico tem as seguintes desvantagens:

- trabalhar em pressões elevadas;
- resultar em maior rendimento de coque e gás combustível;

- obter pior qualidade de nafta com grande quantidade de moléculas insaturadas, mono e diolefinas, compostos esses que favorecem a instabilidade química.

A PETROBRAS já não dispõe, no Brasil, de nenhuma desta Unidade. A Refinaria de Manguinhos, no Rio de Janeiro, ainda possui uma, embora esteja atualmente fora de operação. Trata-se de um processo obsoleto, sem licenciamento recente de novas Unidades.

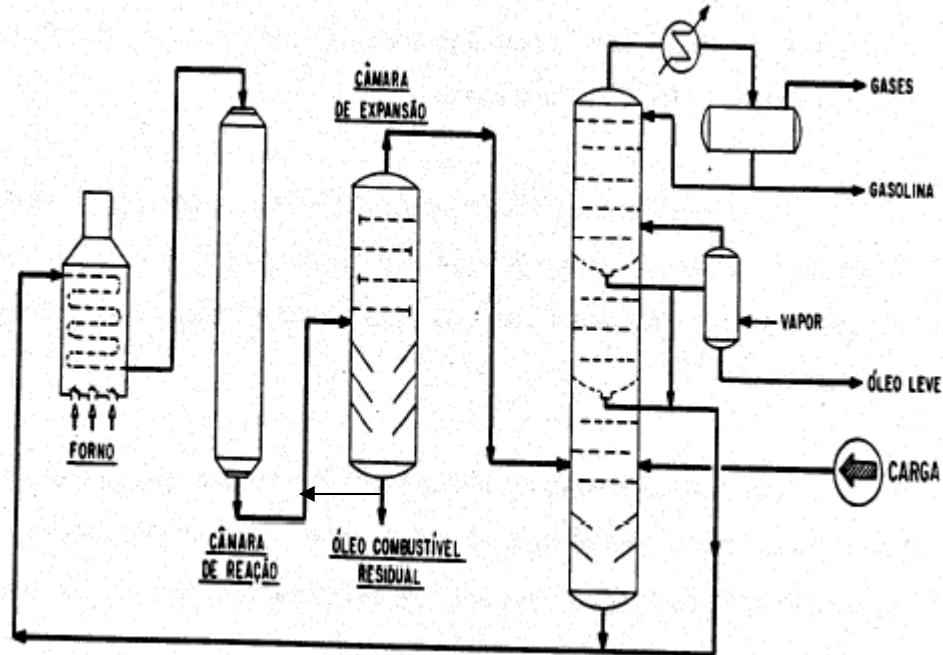


Figura 13 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Craqueamento Térmico (ABADIE, 1999)

A PETROBRAS está estudando a possibilidade de implantar uma variação deste processo térmico na refinaria de Manaus Isaac Sabbá (REMAN) para o processamento de RAT de petróleo leve. O Craqueamento Térmico Brando (CTB), desenvolvido no CENPES, pode se tornar uma alternativa interessante no caso onde se dispõe de uma matéria prima (gasóleo ou resíduo atmosférico) de boa qualidade, associando-o à Unidade de Hidrotratamento de Instáveis.

2.6 Viscosredução

O processo de visco-redução se caracteriza por um tipo de craqueamento realizado a temperaturas relativamente baixas. Seu objetivo é promover a redução da viscosidade dos óleos combustíveis, bem como a obtenção de um maior rendimento em gasóleo, utilizado como carga na Unidade de Craqueamento Catalítico.

Nesse processo, a carga é aquecida num forno junto com uma corrente de reciclo, promovendo a quebra das moléculas. Os produtos leves craqueados são separados por destilação, gerando gases, nafta, algum destilado leve, gasóleo e um óleo combustível residual que possui uma viscosidade consideravelmente menor que a da corrente de alimentação, em função da maior presença de compostos aromáticos, conforme Figura 14. A este óleo combustível residual é adicionada uma mistura de diluentes de modo a se enquadrar sua viscosidade às faixas dos óleos combustíveis comerciais.

Esse processo permite aumentar o rendimento de derivados leves, em detrimento da obtenção de frações mais pesadas, de menor valor agregado. A qualidade das correntes, porém, é muito ruim, o que gera a necessidade de tratamentos severos que elevam expressivamente o custo desta rota.

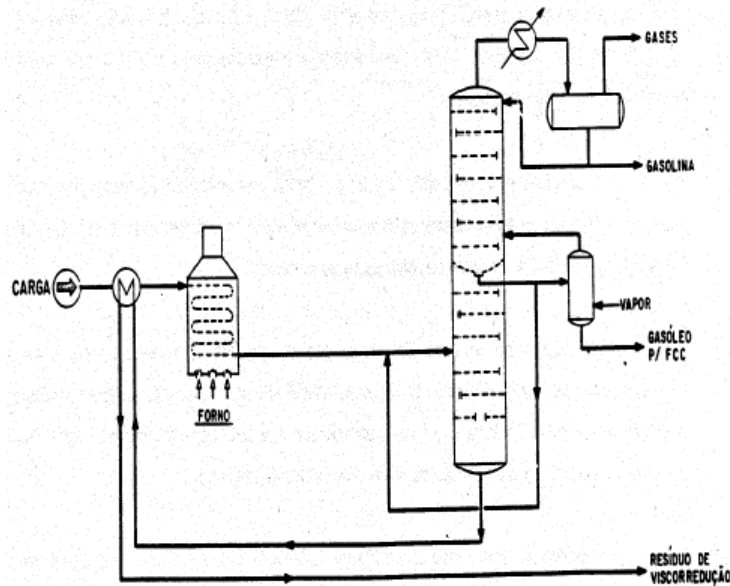


Figura 14 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Viscosredução (ABADIE, 1999)

Assim como no caso das unidades de craqueamento térmico, a PETROBRAS não dispõe, no Brasil, de nenhuma Unidade de Visco-redução. A Refinaria de Manguinhos, no Rio de Janeiro, ainda possui uma, embora esteja atualmente fora de operação. Trata-se de um processo obsoleto, sem licenciamento recente de novas Unidades.

2.7 Hidroconversão (HC)

O hidrocraqueamento é um processo de craqueamento catalítico realizado na presença de hidrogênio com os seguintes objetivos:

- reduzir a deposição de coque sobre o catalisador;
- hidrogenar os compostos aromáticos polinucleados, facilitando a sua decomposição;
- hidrogenar as mono e diolefinas que são formadas durante o processo de craqueamento, aumentando, deste modo, a estabilidade química dos produtos finais.

Esta Unidade utiliza um reator de leito fixo, onde o craqueamento das moléculas ocorre sob temperatura e pressão elevadas, conforme Figura 15. Ela compete com o FCC em termos de carga, porém sua produção é voltada, principalmente, para a produção de óleo diesel com excelente qualidade, já que compostos prejudiciais ao desempenho do derivado como o enxofre e nitrogênio são removidos, os compostos aromáticos são transformados em saturados de melhor qualidade de ignição (número de cetano) e não existe a formação de olefinas. Na verdade, a remoção destes compostos é promovida na seção de hidrotreatamento da carga antes do envio para o reator de hidrocraqueamento.

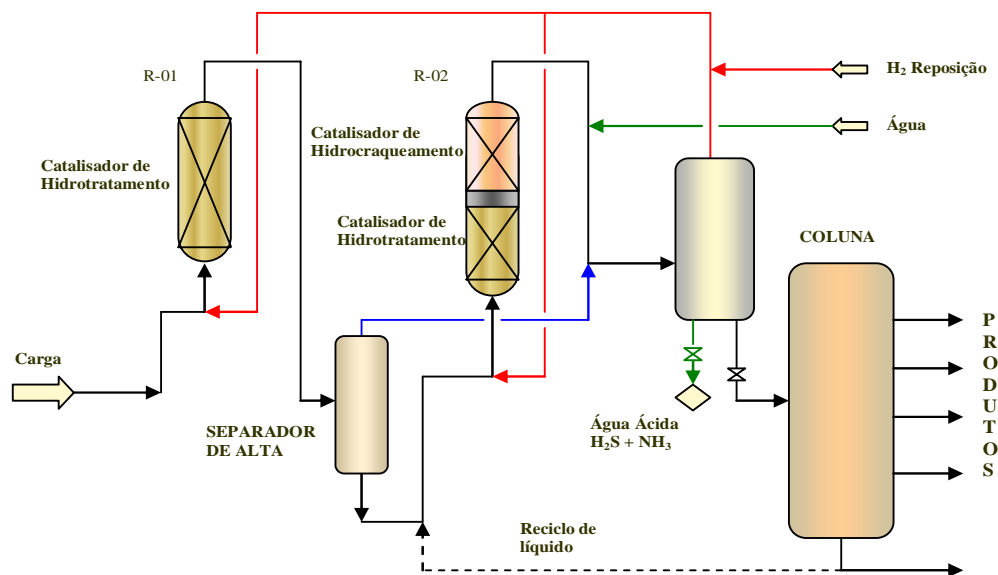


Figura 15 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Hidrocraqueamento (BELATO, 2002)

De acordo com a severidade, o processo de hidroconversão podem ser classificados em brandos (Mild HC -> MHC) ou severos (HCC). O MHC e o HCC diferem-se, no que se refere à conversão de frações com ponto de ebulição acima de 380°C, em frações mais leves. Em termos

de condições de processo, a diferença mais expressiva entre os dois processos é a pressão. Um aumento da pressão total num processo de hidroconversão apresenta como: consequências: melhoria na qualidade do produto, aumento da remoção de nitrogênio, além de uma redução da taxa de desativação do catalisador. Por outro lado, leva a aumentos expressivos no investimento.

A Tabela 1 apresenta dados típicos de condições operacionais para unidades de MHC e HCC (AKZO, 1991).

Tabela 1 – Condições operacionais típicas HCC e MHC

	MHC	HCC
Temperatura (oC)	380-430	320-430
Pressão (bar)	40-90	70-150
Velocidade espacial	0,3-1,5	0,5-1,5

A PETROBRAS não dispõe de nenhuma destas Unidades, embora existam três unidades de HCC em estudo, com previsão de operação para a próxima década, de acordo com o Planejamento Estratégico da Companhia. Esta rota pode, também, ser utilizada para a produção de óleos básicos lubrificantes de excelente qualidade.

2.8 Isomerização

Este processo tem como objetivo promover um rearranjo molecular. Normalmente, parafinas tais como butano e pentano são convertidas em isoparafinas, que têm maior octanagem. Estas reações ocorrem em temperaturas na faixa de 90 a 200 °C, na presença de um catalisador. Dois tipos de catalisadores para o processo estão atualmente em uso.

Um com a adição contínua de pequenas quantidades de cloretos orgânicos, que são convertidos em ácido clorídrico no reator. Neste tipo de reator, a corrente de alimentação deve estar livre de oxigênio e de água, a fim de se evitar problemas de corrosão e desativação do catalisador.

O outro tipo de catalisador utiliza uma zeólita como suporte, não exigindo que a carga esteja seca ou livre de oxigênio. Ambos os tipos de catalisadores requerem uma atmosfera de hidrogênio, a fim de minimizar a formação e deposição de coque. Entretanto, o consumo de hidrogênio é muito pequeno.

A PETROBRAS não dispõe ainda de nenhuma dessa unidade em seu Parque de Refino.

3 Processos de Tratamento de Derivados

No refino de petróleo, os tratamentos são usados para enquadrar os derivados nas especificações exigidas ou preparar a carga para ser processada em outras Unidades que utilizam catalisadores passíveis de serem contaminados. Com estes processos se consegue promover um rearranjo das moléculas ou a remoção dos compostos de enxofre, nitrogênio e outros que causam instabilidade química, corrosão, danos ao meio ambiente, etc. Os principais tratamentos efetuados nas refinarias serão descritos a seguir.

3.1 Hidrotratamento

O Hidrotratamento é o processo mais adequado para se alcançar os padrões de qualidade atuais, com exigências crescentes. Esse processo confere flexibilidade ao processamento de uma gama maior de matérias-primas, apresentando diferentes níveis de severidade de acordo com as condições de pressão e temperatura do projeto da Unidade, do tipo de catalisador utilizado e da disponibilidade de hidrogênio. A Figura 16 mostra a Unidade de Hidrotratamento da RPBC.



Figura 16 - Unidade de Hidrotratamento de Instáveis RPBC

Este processo visa a remoção de heteroátomos e compostos indesejáveis tais como enxofre, nitrogênio, oxigênio e metais, além de converter as mono e diolefinas em parafinas, com o propósito de reduzir a formação de goma nos produtos.

Estas Unidades têm apresentado uma importância crescente nos esquemas de refino, tornando-se fundamentais no cenário da próxima década. Este processo utiliza catalisadores na presença de hidrogênio sob condições de altas pressões e temperaturas (esta severidade varia de acordo com o projeto da Unidade), para que possam ocorrer as reações entre a carga e o hidrogênio. Os reatores são, normalmente, de leito fixo, com a reposição ou regeneração do catalisador feita após a campanha da Unidade (2 a 6 anos).

A seção de reação é composta basicamente de: uma bateria de pré-aquecimento de carga, um forno, um reator de leito fixo, um sistema de “Flash” do hidrogênio (separação a alta pressão) e um sistema de recirculação de hidrogênio. A carga é pré-aquecida na bateria de trocadores pelo efluente do reator, recuperando parte do calor liberado pela reação no reator. O forno fornece a quantidade de calor restante, que é necessária para levar a mistura carga + hidrogênio à temperatura de entrada do reator.

Após resfriamento, o efluente do reator passa para o sistema de separação de hidrogênio a alta pressão (“flash”), onde ocorrerá a separação do gás de reciclo, água de injeção e produto tratado. Existem vários esquemas para esta etapa do processo. Para produtos mais leves, quando a pressão é mais baixa, é utilizado um sistema com um vaso trifásico, com duas fases líquidas (hidrocarbonetos e água) e uma gasosa (gás de reciclo). Em unidades de alta pressão, que operam com cargas mais pesadas, os equipamentos possuem custos mais altos; torna-se econômico neste caso, reduzir as dimensões do vaso separador de alta pressão, substituindo-o por dois vasos com condensador intermediário, sendo o segundo vaso de menor pressão do que o primeiro. Assim, no primeiro equipamento do sistema deve ocorrer apenas a separação do gás de reciclo e de uma pequena quantidade de água, no segundo ocorrerá a separação da água restante transferida com o produto hidrogenado.

O produto hidrogenado efluente da seção de reação vai para a seção de estabilização, onde será feito o ajuste da especificação quanto a corrosividade e ponto de fulgor, já que a corrente sai do sistema separação de hidrogênio ainda contaminada com H_2S , H_2 e hidrocarbonetos leves.

Além dos produtos tratados, os processos produzem uma corrente de gases combustíveis leves, H_2S e NH_3 , conforme Figura 17. O produto tratado e o gás rico em hidrogênio são resfriados e separados após deixarem o reator, sendo o hidrogênio reciclado para o reator.

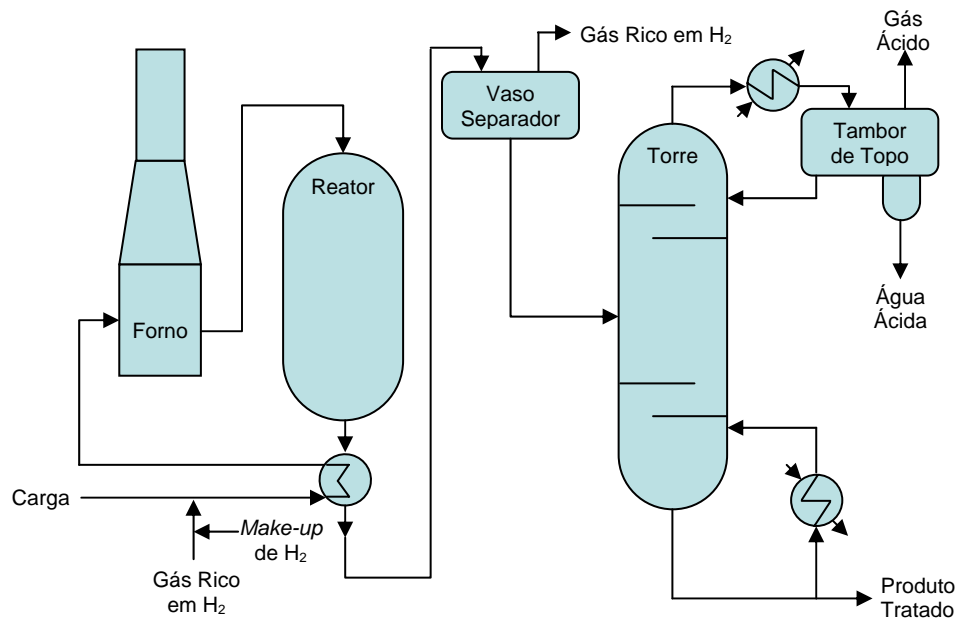


Figura 17 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Hidrotratamento

A PETROBRAS dispõe de várias Unidades no Brasil.

3.2 Tratamento Bender

O Tratamento Bender é um processo caracterizado como “de adoçamento”, transformando compostos agressivos de enxofre (S, H_2S e RSH, onde R é um radical carbônico) em outros menos prejudiciais (i.e., dissulfetos), sem, entretanto, reduzir o teor total de enxofre. Este processo pode ser utilizado em frações intermediárias do petróleo, tais como nafta, querosene e óleo Diesel, e consiste basicamente na oxidação catalítica dos mercaptans, em um reator de leito fixo.

No início do processo ocorre a lavagem cáustica com o objetivo de remover compostos ácidos tais como fenóis, ácidos naftênicos e H_2S . Para tal, a carga é aquecida e misturada com soda cáustica, formando uma emulsão com a mesma, após a passagem por uma válvula misturadora que promove um contato íntimo entre a carga e a soda. A emulsão segue, então, para um precipitador eletrostático, que promove a sua quebra e conseqüente separação das fases. A fase cáustica acumula-se no fundo do vaso, e pelo topo sai a fase hidrocarboneto. Esta fase é dividida em duas correntes, sendo a de menor vazão enviada para uma torre absorvedora de enxofre (leito de enxofre), onde absorve o enxofre necessário às reações, reunindo-se, em

seguida, à corrente principal. Recebe, em seguida, uma injeção de ar comprimido, e penetra no fundo do reator Bender, onde são promovidas as reações de adoçamento.

Trata-se de um processo interessante, de baixo custo operacional, porém, dependente da matéria-prima, não permitindo o processamento de petróleos de pior qualidade, nem viabilizando a redução do teor de enxofre aos níveis exigidos nas novas especificações. A Figura 18 mostra um diagrama esquemático desta unidade.

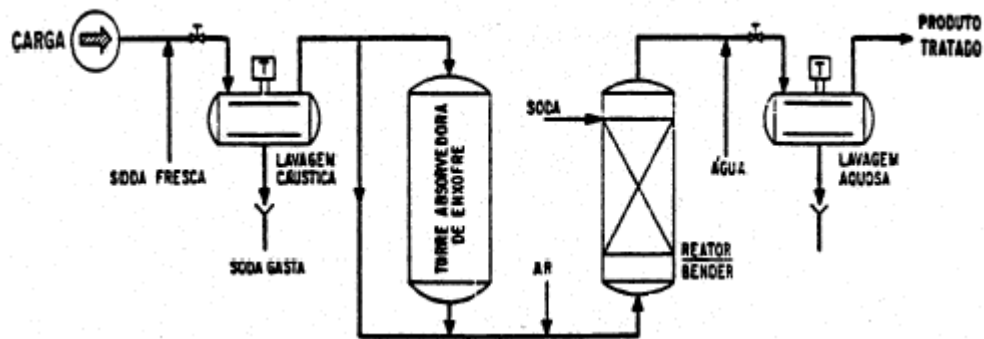


Figura 18 - Diagrama Esquemático de uma Unidade Bender (ABADIE, 1999)

A PETROBRAS dispõe de uma Unidade Bender em operação na REDUC para a produção de querosene de aviação a partir de querosene de petróleos Árabe Leve e Basrah Leve.

3.3 Lavagem Cáustica

O tratamento de lavagem cáustica é usado para a remoção de mercaptans e H_2S dos produtos, assim como de compostos ácidos que possam eventualmente estar presentes no derivado que será tratado. É um processo utilizado no tratamento de frações leves, cujas densidades sejam bem menores que a da solução cáustica, tais como o GLP e a gasolina.

Trata-se de um processo simples onde a carga é misturada com uma solução de soda cáustica numa válvula misturadora, onde ambas entram em contato íntimo, promovendo-se as reações de neutralização desejadas. A solução cáustica circula de forma contínua, até que a concentração atinja cerca de 1-2 %, quando então ela é substituída por uma nova solução concentrada. Após essa etapa de mistura, as duas fases são separadas em um vaso decantador, devido às diferenças de densidade. A fase orgânica deixa o decantador pelo topo, enquanto a solução cáustica sai pelo fundo, conforme Figura 19.

Este tratamento não deve ser empregado quando o teor de enxofre do derivado for muito elevado em função da geração de soda gasta. Um aperfeiçoamento deste processo é o tratamento cáustico regenerativo, onde este consumo é minimizado pela regeneração da soda cáustica.

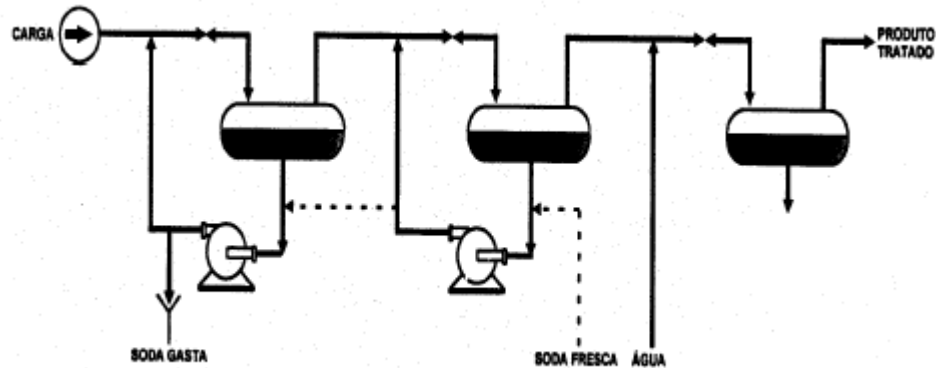


Figura 19 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Tratamento Cáustico (ABADIE, 1999)

Existem várias Unidades em operação em nosso Parque. Gradativamente serão desativadas ou adaptadas em função do impacto ambiental causado pela soda gasta.

3.4 Tratamento Cáustico Regenerativo

É um processo de tratamento mais moderno que o anterior, também aplicado a frações leves, tais como GLP e nafta, e intermediárias, tais como querosene e Diesel. Este processo se baseia na extração cáustica dos mercaptans presentes nos derivados, que são oxidados a dissulfetos, ao mesmo tempo em que a solução cáustica é regenerada. As reações relativas à regeneração da soda são promovidas por um catalisador normalmente dissolvido na solução de soda cáustica (quando a carga é de frações leves).

Inicialmente o derivado a ser tratado passa por uma etapa de lavagem cáustica, a fim de que sejam eliminados o gás sulfídrico e outros compostos ácidos indesejáveis, evitando-se a formação de compostos estáveis com a soda na seção de extração. Nessa etapa, o tempo de contato da carga com a solução cáustica é relativamente pequeno, para que não ocorra a absorção dos mercaptans. A carga vai para a torre de extração, extraindo-se estes compostos em contracorrente com a solução cáustica. O produto tratado segue para um vaso decantador onde fica retida a soda que tenha porventura sido arrastada, podendo ser enviado para a estocagem. A

solução de soda gasta sai pelo fundo da torre, reunindo-se com a corrente que foi recuperada no decantador. Depois de aquecida, recebe uma injeção de ar comprimido, sendo regenerada na torre de oxidação.

Após a etapa de regeneração, a mistura de soda, ar, e dissulfetos segue para um decantador, onde as fases solução de soda e os dissulfetos são separados. O excesso de ar sai pelo topo desse vaso, e a soda regenerada pelo fundo, sendo enviada para a torre de extração. O efluente oleoso de dissulfetos pode ser comercializado.

Este processo apresenta um impacto ambiental expressivamente inferior ao de Tratamento Cáustico convencional. Em função disto, vem se tornando cada vez mais comum no parque de refino brasileiro. Já existem várias em operação nas refinarias da PETROBRAS.

3.5 Tratamento com aminas

O tratamento com aminas tem por objetivo remover o ácido sulfídrico (H_2S) do gás combustível e do GLP, de modo a atender às especificações relacionadas à corrosividade e ao teor de enxofre. Esta substância tem a capacidade de se combinar com o H_2S , formando produtos estáveis em temperaturas próximas à do ambiente. Os produtos formados, ao serem submetidos ao aquecimento, se decompõem, regenerando a solução original e liberando o gás ácido rico em H_2S , que pode ser, então, enviado a uma unidade de recuperação de enxofre, conforme Figura 20. São utilizadas a monoetanolamina (MEA), MDEA e DEA (dietanolamina), sendo esta a mais utilizada.

Este tratamento é feito em contracorrente, sendo o gás combustível ou GLP introduzidos pelo fundo de uma torre de extração. A torre possui recheios com o objetivo de se facilitar o contato entre as correntes, permitindo-se a absorção do H_2S pela DEA. O hidrocarboneto sai pelo topo, enquanto a solução de DEA, rica em H_2S , sai pelo fundo, e é enviada a uma torre de regeneração. A DEA é, então, aquecida, sendo o H_2S liberado. A DEA regenerada sai pelo fundo da torre, é resfriada e retorna ao processo.

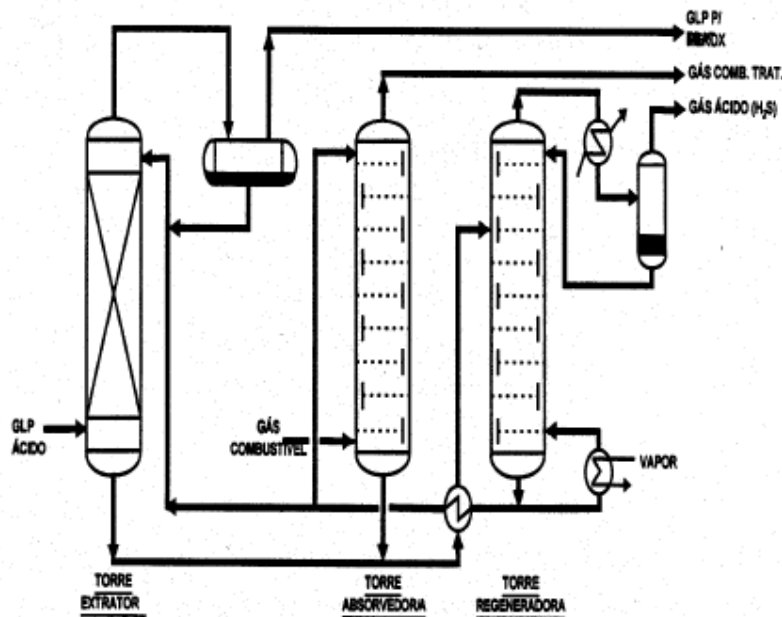


Figura 20 - Diagrama Esquemático de uma Unidade de Tratamento DEA (ABADIE, 1999)

A PETROBRAS dispõe de diversas dessas Unidades em seu Parque de Refino.

3.6 Percolação

A percolação consiste na passagem da corrente a ser tratada através de vasos contendo um sólido poroso (o adsorvente) capaz de promover a adsorção dos compostos indesejáveis. Neste processo, gradativamente, ocorre a saturação do adsorvente, exigindo sua regeneração ou a sua troca. No tratamento de QAv-1 tem-se utilizado argilas especiais com elevada capacidade de adsorção.

Existe, atualmente, na PETROBRAS sistemas de percolação em algumas refinarias com aplicações diferenciadas. Por exemplo:

- Na REDUC é utilizada no pós-tratamento do querosene adoçado na Unidade Bender (normalmente processando querosene de petróleo Árabe Leve) para adsorção de metais;
- Na REPLAN é utilizada no querosene de destilação direta que sofreu um tratamento cáustico, mas apresenta problemas de estabilidade associados à presença de compostos nitrogenados existentes no petróleo nacional naftênico produzido, principalmente, na Bacia de Campos.

Em algumas refinarias existem, também, associadas à Unidade Bender, Tratamento Cáustico ou Percolação, vasos de sal para o polimento final do QAv-1. Este sistema tem como objetivo a remoção da água que é um dos contaminantes indesejáveis do querosene de aviação.

4 Processos Auxiliares

Os processos auxiliares complementam o Esquema de Refino. Eles têm vários propósitos, viabilizando desde a disponibilidade de insumos ao processo até o tratamento dos rejeitos industriais. Não serão tratados neste trabalho os processos de geração de vapor, tratamento de água, ou de tratamento de qualquer tipo emissão. Apenas duas Unidades serão abordadas nesta seção: a Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH) e a Unidade de Recuperação de Enxofre (URE).

4.1 Geração de Hidrogênio

As Unidades de Geração de Hidrogênio têm como objetivo fornecer este insumo às Unidades de Tratamento. A matéria prima utilizada varia do gás natural até a nafta, passando pelo GLP ou seus componentes: propano e butano. O processo consiste da reforma da carga com vapor d'água, gerando CO_2 e H_2 . A separação pode ser promovida em uma Unidade MEA ou utilizando membranas, e o hidrogênio gerado alimenta um anel de gás ou diretamente à Unidade consumidora.

As primeiras Unidades brasileiras foram projetadas tendo nafta como carga. Com o crescimento da disponibilidade de gás, os novos projetos tiveram gás natural como carga. Atualmente, tem-se optado por duas bases de projeto, com uma carga alternativa ao gás natural que pode ser a nafta ou o GLP, dependendo das características de cada refinaria. Na Tabela 2 é apresentada a capacidade de geração de hidrogênio atualmente em operação no país.

Tabela 2 – Capacidade de Geração de Hidrogênio em operação

Refinaria	Capacidade (1.000 Nm^3/d)
-----------	---

RLAM	27
REGAP	372
REDUC	686
REVAP	250
REPLAN	1 000
RPBC	500
REPAR	270
LUBNOR	35
REFAP	550

4.2 Recuperação de Enxofre

Esta Unidade tem como carga o gás ácido rico em H_2S , removido dos derivados e recuperado nas Unidades DEA. Outra corrente rica neste gás vem do topo da primeira esgotadora das Unidades de Águas Ácidas. Esta Unidade é responsável pela remoção do H_2S e NH_3 das águas residuais separada nos vasos de topo das torres de fracionamento.

O processo consiste, basicamente, da oxidação de parte do H_2S a SO_2 , promovendo-se em seguida a reação com H_2S para a produção do enxofre elementar.

A PETROBRAS dispõe de 14 Unidades em seu Parque atualmente. A tendência para os próximos anos é de um aumento expressivo no número de Unidades instaladas em função das crescentes exigências ambientais, tanto no que se refere à especificação dos derivados quanto às emissões das refinarias (MARIANO, 2001).

5 Considerações

A combinação destes diversos processos gera os diversos esquemas de refino. As refinarias brasileiras apresentam variados arranjos, podendo ser simples como a RECAP, Figura 21, ou complexas como a RPBC, Figura 22.

Outro aspecto interessante é a evolução destes arranjos, sendo o Planejamento do Parque de Refino uma atividade contínua, resultando em gradativas modificações.

REFERÊNCIAS

ABADIE, E., *Processos de Refinação*, PETROBRAS, Rio de Janeiro, 1999.

AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO, *Anuário Estatístico da Indústria Brasileira do Petróleo*, ANP, Rio de Janeiro, 2007.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, *Especificação do Diesel e Gasolina no Brasil*, Congresso HART, 2004.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, *Portarias diversas*, Rio de Janeiro e Brasília, 1998 a 2006.

AKZO, *AKZO Catalysts Symposium 1991 – Hydroprocessing*, Netherlands, 1991.

ALMEIDA, M. *Desafios do Refino e Tecnologia*, 2007 (Documento Interno PETROBRAS).

AQUINO, E.P. *Evolução do Refino no Brasil*, Seminário Refino de Petróleo no Brasil, Gazeta Mercantil, 2002.

AZEVEDO, J.S.G., *Plano de Negócios PETROBRAS 2007-2011*, Rio de Janeiro, julho 2006.

BACON R., Tordo, S., *Crude Oil Price Differentials and Differences in Oil Qualities: a Statistical Analysis*, World Bank Energy Sector Management Assistance Program, October 2005.

BUONFIGLIO, A. *Programas de Ajuste da Demanda de Álcool e Derivados de Petróleo*, Tese de Mestrado, Unicamp, São Paulo, 1992.

CALMON, S.V., *PETROBRAS Strategy for Heavy and Sour Crude Oil Processing, From Rock Face to Fuel Pumps Seminar*, 2006.

CONAMA, www.mma.gov.br/port/conama/ctgt/gt.cfm, 2007 (em fase de aprovação).

CONSELHO NACIONAL DO PETRÓLEO, *Portarias diversas*, Rio de Janeiro e Brasília, 1945 a 1989.

COSTA, P.R., *The Future of the Industry*, Global Refining Strategies, Barcelona, abril 2007.

COUTO, J.M. *Entre Estatais e Transacionais: o Pólo Industrial de Cubatão*, Dissertação de Mestrado, Unicamp, São Paulo, 2003.

DEPARTAMENTO NACIONAL DE COMBUSTÍVEIS, *Portarias diversas*, Rio de Janeiro e Brasília, 1993 a 1997.

EIA, *Energy Information Administration Outlook*, www.eia.doe.com, 2006.

ENERGY INTELLIGENCE, *Energy Intelligence Summary*, 2004.

FARAH, M.A., *Caracterização de Petróleo e seus Produtos – parte 1 – Combustíveis*, 1989 (Documento Interno PETROBRAS).

FARAH, M.A. *Petróleo e Derivados*, Rio de Janeiro, 2001 (Documento Interno PETROBRAS).

FREITAS, L. F., *Produção de Óleos Básicos Lubrificantes e Parafinas*, Curso Básico de Lubrificantes, outubro, 2006 (Documento Interno PETROBRAS).

IPIRANGA, www.ipiranga.com.br, 2006.

KREMER, F., VALENTE, L.E. – *Evolução da Tecnologia de Refino*, Seminário de Refino de Petróleo no Brasil, Gazeta Mercantil, 2002.

LEITE, F. L., *Scraping the bottom of the barrel*, Hyd. Eng. March, 2001 pg 55-58.

LUBNOR, www.abast.lubnor.com.br, 2006.

MARIANO, J. B., *Impactos Ambientais do Refino de Petróleo*, Tese de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil, 2001.

MARTINS, V.M., *Evolução da Refinação na PETROBRAS 1968 a 1977*, Boletim Técnico PETROBRAS, Rio de Janeiro, 1977.

MINADEO, R., *Petróleo: A maior indústria do mundo?*, Rio de Janeiro, Thex Editora, 2002.

MME, *Balanço Energético Nacional: Resultados Preliminares ano base 2005*, www.mme.gov.br, 2006.

MORIN, E., *Introdução ao Pensamento Complexo*, ed.Lisboa, Instituto Piaget, 2001.

MOURE, G.T., *Perspectivas para a Indústria do Petróleo no Futuro*, XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2006.

NELSON, W.L., *How to compute refinery complexity*, Oil & Gas Journal, june1961.

NELSON, W.L., *The concept of refinery complexity*, Oil&Gas Journal, sep1976.

ODDONE, H., *Refinação de Petróleo no Brasil*, Boletim Técnico PETROBRAS, Rio de Janeiro, 1965.

OIL&GAS JOURNAL, *Worldwide Refining Survey*, 2006.

PASSOS, C.N., *Esquema de Refino*, Curso de Formação de Engenheiro de Processamento, abril, 2007 (Documento Interno PETROBRAS).

PERISSÉ, J. B.; ODDONE, M. R. R.; BELATO, D. A. S., *A Influência dos Petróleos e Ácidos no Parque de Refino da PETROBRAS*, Proceedings of the Rio Oil & Gas Expo and Conference 2004, CD ROM, 2004.

Petrobras, *O petróleo no Brasil*, Rio de Janeiro, 1954.

PETROBRAS, *Notícias PETROBRAS 16 agosto de 2006*, 2006a (Documento Interno PETROBRAS).

PETROBRAS, *Notícias PETROBRAS 29 de março de 2007*, 2007a (Documento Interno PETROBRAS).

PETROBRAS, *A nova face do refino*, Revista PETROBRAS, nov 2005, 2005.

PETROBRAS, *Notícias PETROBRAS 28 de março de 2006*, 2006b (Documento Interno PETROBRAS).

PETROBRAS, *Banco de Dados de Avaliação de Petróleos*, CENPES, 2007b (Documento Interno PETROBRAS).

PETROBRAS, *Planejamento Estratégico PETROBRAS 2007-2011*, 2006c.

PUTEK, S., GRAGNANI, A., *Resid Hidrocrackers produces low-sulfur diesel from difficult feeds*, Hydrocarbon Processing, may 2006.

REDUC, *Refinaria Duque de Caxias: 40 anos*, PETROBRAS, 2001.

REPAR, www.repar.ab.PETROBRAS.com.br, 2006.

REVAP, *REVAP 25 anos*, Encarte especial do Notícias do Abastecimento 47, mar 2005 (Documento Interno PETROBRAS).

RIFKIN, J. A., *Economia do Hidrogênio: A Criação de uma nova fonte de energia*, Makron books, 2003.

SPELLINGS, J., *The Outlook for Energy – A view to 2030*, www.2.exxonmobil.com/Corporate/Citizenship/Imports/EnergyOutlook06/slide_1.html, 2006.

SUAREZ, M.A., *Petroquímica e tecnoburocracia: capítulos do desenvolvimento capitalista no Brasil*, São Paulo: HUCITEC, 1985.