UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA
EP-FEA-IEE-IF

TATIANA MAGALHÃES GEROSA

DESENVOLVIMENTO E APLICAÇÃO DE FERRAMENTA METODOLÓGICA
APLICÁVEL À IDENTIFICAÇÃO DE ROTAS INSUMO-PROCESSO-PRODUTO
PARA A PRODUÇÃO DE COMBUSTÍVEIS E DERIVADOS SINTÉTICOS

São Paulo

2012

TATIANA MAGALHÃES GEROSA

**DESENVOLVIMENTO E APLICAÇÃO DE FERRAMENTA METODOLÓGICA
APLICÁVEL À IDENTIFICAÇÃO DE ROTAS INSUMO-PROCESSO-
PRODUTO PARA A PRODUÇÃO DE COMBUSTÍVEIS E DERIVADOS
SINTÉTICOS**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo (Instituto de Eletrotécnica e Energia / Escola Politécnica / Instituto de Física / Faculdade de Economia e Administração) para obtenção do título de Doutor em Ciências.

Orientadora: Prof^a. Dra. Patrícia Helena Lara dos Santos Matai

Versão Corrigida

Versão original disponível na Biblioteca da Unidade que aloja o Programa e na Biblioteca Digital de Teses e Dissertações da USP

SÃO PAULO

2012

**AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTES
TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO,
PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.**

FICHA CATALOGRÁFICA

Gerosa, Tatiana Magalhães.

Desenvolvimento e aplicação de ferramenta metodológica aplicável à identificação de rotas insumo-processo-produto para a produção de combustíveis e derivados sintéticos/ Tatiana Magalhães Gerosa; orientadora Patrícia Helena Lara dos Santos Matai. – São Paulo, 2012 .
317 p. : il.; 30cm.

Tese (Doutorado) – Programa de Pós-Graduação
em Energia – EP / FEA / IEE / IF da Universidade de São Paulo.

1. Ferramentas da qualidade 2. Gaseificação 3. Gás natural 4. Carvão mineral 5. Biomassa 6. Gás de Síntese

I. Título.

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA
EP – FEA – IEE - IF

TATIANA MAGALHÃES GEROSA

*“Desenvolvimento e aplicação de ferramenta metodológica aplicável à
identificação de rotas insumo - processo - produto para a produção de
combustíveis e derivados sintéticos”*

Tese aprovada pela Comissão Julgadora:

Prof^ª Dr^a Patricia Helena Lara dos Santos Matai – PPGE/USP
Orientadora e Presidente da Comissão Julgadora

Prof. Dr. José Luis Pires Camacho – EP/USP

Prof. Dr. José Roberto Simões Moreira – EP/USP

Prof. Dr. Eduardo Antonio Licco – Centro Universitário Senac

Prof Dr. Miguel Edgar Morales Udaeta – EP/USP

in memoriam

a minha avó M. Célia Klein de Magalhães

e

a minha prima Christina Klein Pallone,

que tanto me incentivaram e torceram pelo sucesso deste trabalho.

AGRADECIMENTOS

Agradeço, primeiramente, a Deus e ao meu protetor Santo Antônio de Sant'Anna Galvão, a toda a minha família, em especial aos meus pais, Paulo S. N. Gerosa e M. Cecília Klein de Magalhães Gerosa, aos meus avós Elídio Gerosa e Maria do Rosário N. Gerosa, tios e primos, por todo apoio e incentivo prestados durante a realização deste trabalho.

Agradeço, também, a minha orientadora e grande amiga, Patrícia Helena Lara dos Santos Matai, pela confiança em mim depositada e por toda a orientação prestada no desenvolvimento desta pesquisa. Aos professores do PPGE, ao professor Miguel Udaeta, sempre atencioso e prestativo.

Agradeço a todos aqueles, amigos e parentes, que de formas diversas, incentivaram-me a seguir adiante e não esmorecer. São eles: professor Alcindo Ludovice, Marina Pandori, Rafael Catharino, Carlos Alberto Klein de Magalhães, Erika Fukushima, Mateus Klein Pallone Cubeiro, Pascoal Rigolin, Ricardo F. Klein, Karin Klein Pallone, Carla Klein Pallone, Edmur U. Pallone, Rodrigo Morales Garcia, Márcia Patrícia de A. Ramos Erdocia, Claudia Almeida, Erica Almeida, Sandra Almeida, Rafael Barreto, Adriana Bertolucci, Adriano Cruz, Gleides Urbano Testa, Flávio Alves, Fabio Romero, Mara Milani, Victorio Oxilia Dávalos e Lilian Caravaggi.

Ademais, à CAPES, pela bolsa concedida e pelos recursos que viabilizaram a realização e conclusão do presente trabalho. Aos funcionários do IEE, em especial, Adriana, da Secretaria de Pós-Graduação.

Agradeço aos membros da banca de qualificação: Miguel Udaeta e José Luis Camacho por orientar e auxiliar no desenvolvimento do texto final, com suas sugestões.

RESUMO

GEROSA. T. M. **Desenvolvimento e aplicação de ferramenta metodológica aplicável à identificação de rotas insumo-processo-produto para a produção de combustíveis e derivados sintéticos** 2012. 313p. Tese (Doutorado em Ciências) – Programa de Pós-Graduação em Energia da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

Este trabalho tem como objetivo a identificação da melhor rota para a produção de combustíveis e derivados sintéticos através do desenvolvimento e aplicação de uma ferramenta metodológica desenvolvida tendo como base ferramentas da qualidade: diagrama de afinidade, diagrama de relações e matriz causa-efeito. Estes diagramas foram adaptados para a análise e discussão dos fatores positivos e negativos de cada item da tríade considerada: insumo-processo-produto. A partir desta análise foram criadas as matrizes de causa-efeito, também separadas em fatores positivos e negativos para os insumos: gás natural (GN), biomassa e carvão mineral; para os processos: produção de gás de síntese (*syngas*) a partir do GN, gaseificação do carvão e a gaseificação da biomassa; e para os produtos: óleo lubrificante, óleo diesel, nafta, metanol e amônia. A análise destas matrizes causa-efeito gerou a matriz final, denominada matriz saldo, que permitiu a seleção da rota mais adequada para a produção de combustíveis e derivados sintéticos. Dentre os insumos estudados, o gás natural apresentou evidentes vantagens e, conseqüentemente, o processo a ser utilizado deve ser a produção do *syngas* a partir do GN, e dentre os produtos o metanol apresentou maiores benefícios para ser produzido.

Palavras-chave: Gás natural. Carvão mineral. Biomassa. Gás de síntese. Gaseificação. Ferramentas da qualidade. Matriz causa-efeito. Diagramas de afinidade. Diagramas de relações.

ABSTRACT

GEROSA, T.M. **Development and applications of a methodological tool to identify the most suitable routes: feedstock-process-products for the production of fuels and synthetic derivatives** 2012. 313p. Doctorate Thesis. Graduate Program on Energy, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012

This paper aims to present to identify of the best route for the production of fuels and synthetic derivatives through the development and application of a methodological tool based on quality tools: affinity diagram, relations diagram and matrices cause-effect. The diagrams have been adapted for the analysis and discussion of positive and negative factors of each item of the triad considered: feedstock-process-product. From the analysis, matrices of cause and effect were created and also, separated into positive and negative factors for the inputs: natural gas (NG), biomass and coal; for the processes: production of synthesis gas (syngas) from GN, coal gasification and biomass gasification; and for the products: lubricating oil, diesel fuel, naphtha, methanol and ammonia. The analysis of cause-effect matrices generated the final matrix, named balance matrix, which allowed the selection of the most suitable route for the production of fuels and synthetic derivatives. Among the input studied, NG presented remarkable advantages among the others. Therefore, the process to be used should be the production of syngas from NG. Among the products considered, methanol showed the best benefits to be produced.

Key-words: Natural Gas. Coal. Biomass. Syngas. Gasification. Quality Tools. Cause-Effect Matrix. Affinity diagrams. Relation diagrams.

LISTA DE SIGLAS

ABCM – Associação Brasileira do Carvão Mineral

ABEGAS – Associação Brasileira de Gás Canalizado

ABIQUIM – Associação Brasileira das Indústrias Químicas

ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

ASU – Air Separation Unit

ATR – Autothermal Reforming (Reforma Autotérmica)

BA – Bahia

BEN – Balanço Energético Nacional

BIG – ANEEL – Banco de Informações de Geração de Energia Elétrica

BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento

BP – British Petroleum

BTL – Biomass to Liquids

CCT – Clean Coal Technologies

CFC – Cloro Fluor Carbono

CH₄ – Metano

CO – Monóxido de Carbono

CO₂ – Dióxido de Carbono

CONAB – Companhia Nacional de Abastecimento

CTBE – Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol

CTL – Coal to Liquids

DME – Dimetil Éter

DNPM – Departamento Nacional de Produção Mineral

DOE – Department of Energy

EMBRAPA – Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária

EPA – Environmental Protection Agency

EUA – Estados Unidos da América

FAFEN – Fábrica de Fertilizantes Nitrogenados

FAO – Foundation and Agriculture Organization of the United Nations

FGD – Flue Gas Desulphurisation

FT – Fischer-Tropsch

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

GN – Gás Natural

GNL – Gás Natural Liquefeito

GTC – Gasification Technology Council

GTL – Gas to Liquids

H₂ – Hidrogênio

H₂O – Água

H₂O_v – Vapor

HC – Hidrocarbonetos

IEA – Agência Internacional de Energia (International Energy Agency)

IFA – International Fertilizer Industry Association

IGCC – Integrated Gasification Combined Cycle

Kcal – Quilo Caloria

kg/ha – Quilogramas por hectares

kPa – Quilo Pascal

kW – Quilo Watt

LGN – Líquidos do Gás Natural

LUBNOR – Fábrica de Lubrificantes do Nordeste

MIT – Massachusetts Institut e of Technology

MJ – Mega Joule

Mt – Milhão de Toneladas

Mt/a – Milhão de Toneladas ao Ano

MTBE – Metiltérciobutil Éter

MW – MegaWatts

MWe – MegaWatts Elétrico

MWth – MegaWatts Térmico

N₂ – Nitrogênio

NH₃ – Amônia

NO_x – Óxidos de Nitrogênio

O₂ – Oxigênio

PCI – Poder Calorífico Inferior

PCS – Poder Calorífico Superior

PLANGAS – Plano Nacional de desenvolvimento do Gás Natural

POX – Partial Oxidation (Oxidação Parcial)

r – Fator de correlação

R² – Fator de determinação

RAT – Resíduo Atmosférico

RAV – Resíduo de Vácuo

REDUC – Refinaria Duque de Caxias

RioPol – Rio Polímeros

RLAM – Refinaria Landulpho Alves

ROM – Run of Mine

SIECESC – Sindicato da Indústria de Extração de Carvão do Estado de Santa Catarina

SMR – Steam Methane Reforming (Reforma a Vapor do Metano)

SO₂ – Dióxido de Enxofre

Syngas – Synthesis Gas (Gás de Síntese)

TWh – Tera Watt hora

UFRGS – Universidade Federal do Rio Grande do Sul

UPGN – Unidade de Processamento de Gás Natural

USDI/USGS – United States Department of Interior/United States Geological Survey

WCI – World Coal Institute

SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	14
2.	OBJETIVOS	16
3.	JUSTIFICATIVA	17
3.1.	Insumos.....	17
3.1.1.	Gás natural.....	17
3.1.2.	Biomassa	17
3.1.3.	Carvão mineral	20
3.2.	O processo Fischer-Tropsch	22
3.3.	Produtos.....	23
3.3.1.	Óleo lubrificante	23
3.3.1.1.	Panorama nacional da produção de óleos lubrificantes	23
3.3.1.2.	Cenário nacional dos óleos lubrificantes	24
3.3.2.	Óleo diesel.....	26
3.3.2.1.	Panorama nacional do óleo diesel	26
3.3.3.	Nafta.....	29
3.3.3.1.	Panorama nacional da nafta	30
3.3.4.	Metanol.....	32
3.3.4.1.	Panorama internacional do metanol.....	32
3.3.4.2.	Cenário nacional do metanol.....	35
3.3.5.	Amônia.....	38
3.3.5.1.	Panorama mundial da amônia	39
3.3.5.2.	Panorama nacional da amônia	44
4.	GÁS NATURAL	47
4.1.	Definições, composição e características técnicas.....	47
4.2.	Processamento do GN e sua Aplicação como Insumo	49
4.3.	Panorama mundial do GN	51
4.3.1.	Reservas	51
4.3.2.	Produção e consumo.....	52
4.4.	Panorama nacional do gás natural	55
4.4.1.	Histórico e evolução das reservas.....	55

4.4.2.	Produção, processamento e consumo	56
4.4.3.	Reinjeção, perda e queima de GN.....	59
5.	BIOMASSA.....	62
5.1.	Definição.....	62
5.1.1.	Classificação dos resíduos de biomassa	62
5.2.	Panorama da agricultura brasileira	64
5.2.1.	Soja.....	65
5.2.1.1.	Soja em números no Brasil e no mundo	65
5.2.2.	Arroz.....	69
5.2.2.1.	Arroz em números no Brasil e no mundo.....	69
5.2.3.	Milho.....	72
5.2.3.1.	Milho em números no Brasil e no Mundo	72
5.3.	Biomassa como fonte de energia	76
6.	CARVÃO.....	80
6.1.	História do carvão no Brasil.....	80
6.2.	História do carvão no mundo	81
6.3.	Definições.....	82
6.3.1.	Teoria do carvão nativo	83
6.3.2.	Teoria do material vegetal migrante.....	83
6.3.3.	Carbonificação	84
6.4.	Classificação do carvão	85
6.4.1.	Rank.....	85
6.4.2.	Grade	85
6.5.	Tipos de carvão	85
6.5.1.	Carvão negro (<i>Black Coal</i>).....	85
6.5.2.	Carvão pardo (<i>Brown Coal</i>).....	86
6.5.3.	Carvão metalúrgico (Coke coal, metallurgical coal)	86
6.5.4.	Hard coal	86
6.5.5.	Commercial solid fuel	86
6.6.	Reservas de carvão	87
6.6.1.	Panorama nacional.....	87
6.6.2.	Panorama mundial	91
6.7.	Produção e consumo Mundial	91

6.8.	Extração e transporte.....	93
6.9.	Usos do carvão	95
6.9.1.	Produção de energia elétrica	95
6.9.1.1.	Centrais termelétricas a carvão	96
6.9.2.	Produção de aço.....	99
7.	GASEIFICAÇÃO	100
7.1.	Definição.....	100
7.2.	Histórico e desenvolvimento da gaseificação.....	100
7.3.	Dados técnicos do processo de gaseificação.....	106
7.4.	Principais tipos de gaseificadores.....	108
7.4.1.	Entrained-Flow	108
7.4.2.	Gaseificadores de leito fluidizado.....	111
7.4.2.1.	Leito fluidizado borbulhante (LFB).....	112
7.4.2.2.	Leito fluidizado circulante (LFC)	114
7.4.2.3.	Leito fluidizado de transporte	114
7.4.3.	Gaseificadores de leito fixo e / ou de leito móvel.....	115
7.4.3.1.	Gaseificador de leito fixo (fluxo ascendente).....	117
7.4.3.2.	Gaseificador de leito fixo co-corrente (Fluxo Descendente)	117
8.	GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	119
8.1.	Histórico	119
8.2.	Tipos de gaseificadores de biomassa.....	119
8.2.1.	Pirólise convencional e rápida	120
8.2.1.1.	Processo convencional de pirólise (Pirólise lenta)	122
8.2.1.2.	Pirólise rápida (<i>Fast pyrolysis</i>)	123
8.3.	Gaseificação.....	124
8.3.1.	Química da gaseificação do carvão	127
8.4.	Projetos de gaseificadores e processos de gaseificação.....	129
8.4.1.	Gaseificação da biomassa.....	129
8.4.1.1.	Gaseificação pirolítica ou por pirólise	130
8.4.1.2.	Oxidação Parcial.....	130
8.4.1.3.	Gaseificação a vapor (<i>steam gasification</i>)	131
8.5.	Método comercial de gaseificação da biomassa	134

8.5.1.	Gaseificação da madeira em sistema pressurizado com injeção de ar e leito fluidizado borbulhante	135
8.5.2.	Gaseificação da madeira em gaseificador a baixa pressão com injeção de ar e leito fluidizado borbulhante.....	136
8.5.3.	Gaseificação da madeira em um <i>cross-draft gasifier combustion</i> com injeção de ar.....	136
8.5.4.	Gaseificação da casca de arroz em um gaseificador <i>up-draft</i> , com injeção de ar.....	137
8.5.5.	Gaseificação da biomassa em um gaseificador do tipo <i>up-draft</i> , com injeção de ar.....	137
8.5.6.	Processo de gaseificação em leito fluidizado circulante da Foster Wheeler	138
8.5.7.	O processo SilvaGas	139
8.5.8.	Entrained-flow – Chören Process	140
9.	METODOLOGIA.....	143
9.1.	Introdução	143
9.2.	Ferramentas da qualidade	143
9.2.1.	Diagrama de afinidades	143
9.2.2.	A aplicação ideal da ferramenta.....	144
9.2.3.	Os pontos prós e contras da ferramenta.....	145
9.3.	Diagrama de relações	145
9.3.1.	Pontos prós e contras da ferramenta	147
9.4.	Matriz causa-efeito	147
9.4.1.	Os pontos prós e contras da ferramenta.....	149
9.5.	Ferramentas aplicadas à metodologia	149
9.5.1.	Diagrama de afinidade e diagrama de relações	149
9.5.2.	Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os insumos carvão mineral, biomassa e gás natural.	150
9.5.2.1.	Carvão mineral	150
9.5.2.1.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o carvão.	152
9.5.2.2.	Biomassa	152
9.5.2.2.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para a biomassa	154
9.5.2.3.	Gás natural.....	156
9.5.2.3.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o GN	157

9.5.3.	Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os processos	158
9.5.3.1.	Gaseificação do carvão mineral.....	159
9.5.3.1.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de gaseificação do carvão	160
9.5.3.2.	Gaseificação da biomassa.....	161
9.5.3.2.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de gaseificação da biomassa.....	163
9.5.3.3.	Produção de <i>syngas</i> a partir do GN	164
9.5.3.3.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de produção de gás de síntese a partir do gás natural	165
9.5.3.4.	Processo Fischer-Tropsch	166
9.5.3.4.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo Fischer-Tropsch.....	167
9.5.4.	Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os produtos	168
9.5.4.1.	Óleo lubrificante	168
9.5.4.1.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto óleo lubrificante	169
9.5.4.2.	Óleo diesel.....	170
9.5.4.2.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto óleo diesel.....	171
9.5.4.3.	Nafta.....	172
9.5.4.3.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto nafta.....	173
9.5.4.4.	Metanol.....	174
9.5.4.4.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto metanol.....	175
9.5.4.5.	Amônia.....	176
9.5.4.5.1.	Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto amônia.....	177
9.5.5.	Matriz causa-efeito aplicada à tríade insumo-processo-produto	178
9.5.5.1.	Sistemas de pontuação e análise	178

9.6.	Matriz causa-efeito para os insumos.....	179
9.7.	Matriz causa-efeito para os processos	181
9.8.	Matriz causa-efeito para os produtos	184
10.	RESULTADOS E DISCUSSÃO	186
10.1.	Matriz saldo dos insumos.....	186
10.1.1.	Análise da matriz saldo para os insumos	187
10.2.	Matriz saldo para os processos.....	188
10.2.1.	Análise da matriz saldo para os processos	189
10.3.	Matriz saldo para os produtos.....	191
10.3.1.	Análise da matriz saldo dos produtos.....	192
11.	CONCLUSÃO.....	196
12.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	199
	APÊNDICE A – TECNOLOGIAS DE LIMPEZA DO CARVÃO (CCT).....	213
	APÊNDICE B – PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO	223
	APÊNDICE C – TECNOLOGIAS DE GASEIFICAÇÃO	267
	APÊNDICE D – PRODUÇÃO DO SYNGAS A PARTIR DO GÁS NATURAL.....	287
	ANEXO E – DESCRITIVO DOS PROCESSOS DE OBTENÇÃO DOS PRODUTOS	296
	APÊNDICE F – HISTÓRICO E DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO FT.....	315

1. INTRODUÇÃO

O presente trabalho tem como principal objetivo a criação e aplicação de uma ferramenta de análise metodológica aplicável à seleção da melhor rota a ser utilizada na fabricação de combustíveis (óleo diesel) e derivados sintéticos (óleo lubrificante, nafta, metanol e amônia) dentro do cenário brasileiro, através da seleção da tríade formada por insumo, processo e produtos.

Esta ferramenta também pode ser utilizada durante a concepção de projetos, pois permite a realização de uma triagem dentre possíveis encaminhamentos dos projetos, e apontar aquele(s) que deve(m) ser indicado(s) à próxima fase do estudo, tal como, a análise de viabilidade técnico-econômica.

No quesito insumo têm-se três variantes compostas por: biomassa, gás natural (GN) e carvão mineral. Estes três insumos foram selecionados por apresentarem relativa disponibilidade no cenário nacional, já que o desenvolvimento deste trabalho tem como foco a produção de combustíveis e derivados sintéticos em solo brasileiro.

Já as variantes do processo são compostas por duas etapas: produção do gás de síntese (*syngas*) onde podem ser utilizados processos de gaseificação (carvão, biomassa e misturas de ambos), reforma a vapor do metano ou oxidação parcial; a conversão do *syngas* em produtos e derivados sintéticos utilizando-se o processo denominado Fischer-Tropsch (FT): óleo diesel, nafta, óleo lubrificante, metanol e amônia.

Dentre as motivações que levaram à realização desta tese de Doutorado, pode-se destacar a continuidade da pesquisa desenvolvida no Mestrado, na qual se estudou a utilização do GN como insumo na indústria química e petroquímica na modelagem de uma planta gás-química. Além da continuidade da pesquisa realizada, teve-se também como forte motivação o fato de que atualmente, Brasil não utiliza nenhum destes insumos, estudados neste trabalho, para a produção de combustíveis e derivados sintéticos. O estudo torna-se importante no cenário atual, por diversas razões, tais como: criar uma estratégia de diversificação da matriz energética brasileira, visto que atualmente, o óleo diesel é produzido apenas a partir do petróleo; o incentivo à pesquisa sobre a diversificação de insumos para a geração dos produtos em estudo.

Esta tese de Doutorado foi dividida de modo que nos três primeiros capítulos itens como objetivos principais e secundários, justificativas, motivação e introdução são detalhadas. O capítulo 1 apresenta a introdução ao trabalho, o capítulo 2 traz os objetivos e o capítulo 3, as justificativas, nas quais são apresentados dados dos insumos e produtos. Após a justificativa,

os insumos são apresentados nos capítulos 4 - gás natural, 5 – biomassa – e, 6 – carvão mineral.

Na segunda etapa do trabalho são apresentados os descritivos técnicos em conjunto com uma revisão da literatura. Os processos são separados em gaseificação, capítulo 7, e gaseificação da biomassa, capítulo 8. O processo Fischer-Tropsch também não é incluso na revisão bibliográfica, pois se trata de um processo consolidado, havendo na atualidade, principalmente, duas grandes empresas capazes de instalá-los e operá-los (South African Coal, Oil and Gas Corporation – SASOL – e Shell).

O capítulo 9, apresenta a Metodologia, com o descritivo das ferramentas utilizadas, às adaptações feitas nestas, a lógica de raciocínio usada na montagem dos diagramas de afinidades e diagramas de relações. Estes diagramas permitiram a montagem das matrizes causa-efeito, para cada um dos itens que compõem a tríade insumo-processo-produto.

No capítulo 10, Resultados, estão apresentadas as matrizes-saldo de cada uma das tríades, bem como as respectivas discussões dos resultados. No capítulo 11, Conclusão, é apontada a melhor rota insumo-processo-produto, e acrescentadas sugestão para trabalhos futuros.

Esta pesquisa resultou em um conjunto de cinco apêndices onde são mencionadas as tecnologias de Clean Coal Technologies (Apêndice A), um resumo de todas as plantas de gaseificação ao redor do mundo, com dados atualizados até julho de 2011 (Apêndice B), as tecnologias dos processos de gaseificação (Apêndice C), processos de produção do *syngas* a partir do GN (Apêndice D) e um texto-resumo sobre o processo de produção dos produtos abordados neste trabalho, apresentando uma maior ênfase no processo daqueles obtidos em refinarias de petróleo (Apêndice E), há também um breve resumo sobre o histórico e desenvolvimento do processo Fischer-Tropsch (Apêndice F).

2. OBJETIVOS

Neste trabalho o objetivo principal foi o desenvolvimento e aplicação de uma ferramenta metodológica, obtida através da adaptação de ferramentas de qualidade, que permita selecionar a melhor rota a ser utilizada na produção de combustíveis e derivados sintéticos.

Dentro dos objetivos secundários encontram-se:

- Identificação, levantamento de dados técnicos relacionados aos processos de gaseificação do carvão mineral e biomassa;
- Identificação, obtenção de dados estatísticos e de mercado, nacional e internacional, dos insumos (gás natural, biomassa e carvão mineral) e produtos (óleo lubrificante, óleo diesel, nafta, metanol e amônia);
- Identificação, estudo e adaptação das ferramentas da qualidade utilizadas;
- Desenvolvimento dos diagramas (de afinidade e de relações) utilizados na metodologia;
- Divisão dos fatores identificados nos diagramas de afinidades e relações, na forma de sub-grupos de modo a colocá-los sob um denominador comum a ser utilizado na matriz causa-efeito;
- Adaptação e desenvolvimento da matriz causa-efeito para cada um dos elementos que compõem a tríade: insumo, processo e produto;

3. JUSTIFICATIVA

3.1. Insumos

3.1.1. Gás natural

Dos insumos a serem analisados, atualmente, no Brasil, o GN é utilizado apenas para a produção de amônia e metanol. Porém, tal fato não é recente. Conforme Gerosa (2007), em 1971 foram iniciadas as atividades da Fabrica de Fertilizantes Nitrogenados (FAFEN), localizada em Camaçari – Bahia, pertencente ao grupo Petrobras. O GN consumido era proveniente dos campos de Sergipe e da Bahia (BA). Em 1982, a segunda unidade da FAFEN, localizada no Estado de Sergipe (SE), entrou em operação.

Estas duas unidades produzem, em conjunto, 951.250 t/ano de amônia, 1,15 milhão t/ano de ureia. Completando a utilização do GN para a produção de insumos químicos no Brasil, tem-se a produção de metanol, realizada pelas empresas Prosint do Rio de Janeiro (RJ), atualmente chamada de GPC Química, com capacidade nominal de 220.000 t/ano, Metanor S.A. (Metanol Nordeste), localizada no pólo petroquímico de Camaçari – BA, com 82.500 t/ano e Vale Fertilizantes (antiga Ultrafertil), no Paraná (PR), com 7.000 t/ano, totalizando 309.500 toneladas ano (ABIQUIM, 2010).

O conceito de gás-química começou a difundir-se no Brasil com a entrada em operação da planta de produção de eteno, propeno e buteno a partir das frações etano, propano e butano do GN, na Rio Polímeros (RioPol), localizada no Rio de Janeiro cujo início de implantação deu-se em meados de 2000.

3.1.2. Biomassa

O uso da biomassa ainda está associado à aplicações de baixa eficiência energética, e aos de impactos ambientais como desmatamento ou degradação de áreas para geração de carvão vegetal. Porém, a biomassa pode e tem sido utilizada como fonte de energia renovável: na geração de energia elétrica, na produção de etanol, no biodiesel e também na produção sustentável de carvão vegetal.

A biomassa, também considerada como uma forma indireta de energia solar, por sua vez é responsável pela fotossíntese, processo que permite a liberação de oxigênio (O₂) e a captura de gás carbônico, contribuindo para a contenção do aquecimento global (ANEEL, 2008). Logo, a produção de derivados e combustíveis sintéticos acarretará não somente um aumento

no valor agregado do insumo, como também contribuirá para o desenvolvimento tecnológico do país, neste setor.

No Brasil, a maior utilização da biomassa como fonte de energia ocorre através da queima de bagaço de cana-de-açúcar, tanto para queima em caldeira quanto para geração de energia elétrica. O aproveitamento dos resíduos traz benefícios ambientais, visto que é possível aproveitar palhas e pontas da cana, obtidos através da colheita mecanizada.

Conforme ANEEL (2008), quando palha e bagaço de cana-de-açúcar são convertidos em energia elétrica, o balanço de emissão de CO₂ é praticamente nulo. Além disso, é a cultura que mais gera empregos por área cultivada. A Figura 3.1 apresenta a distribuição territorial das usinas a biomassa no Brasil.

Figura 3.1 Mapa das termelétricas a biomassa no Brasil

Fonte: (ANEEL, 2009)

No que se refere a biomassa, tem-se o desenvolvimento das chamadas biorrefinairas, ou seja, unidades de produção que são similares à refinarias de petróleo e podem gerar quase os mesmos produtos através do processamento de insumos oriundos uma fonte renovável.

Estudo do BNDES (2007), considera que há uma certa tendência de que o termo biorrefinaria seja destinado somente às unidades de processo que utilizam o etanol como insumo.

Ainda conforme o mesmo autor, trabalhar com a biomassa, ou seja, utilizar resíduos e palhas como insumo para a produção de derivados sintéticos, acaba sendo muito mais complexo e custoso em termos de processos de produção. Com o conceito da biorrefinaria, a utilização do etanol, principalmente, daquele proveniente de material lignocelulósico¹, é capaz de gerar combustíveis, produtos químicos e também energia, de uma forma menos custosa.

Atualmente, a empresa Braskem (BRASKEM, 2011) já produz o chamado plástico verde (na substituição do polietileno linear de alta densidade e polietileno de baixa densidade), utilizando o etanol como insumo, em substituição ao plástico produzido através do eteno petroquímico. O intuito da empresa é a redução da dependência da nafta, principal insumo utilizado, no Brasil, para a produção de eteno.

A Petrobras (2007), também desenvolve pesquisas relacionadas às biorrefinarias (Figura 3.2), e considera biorrefinaria como uma planta industrial que integra os processos de conversão de biomassa para produzir combustíveis, produtos químicos de alto valor agregado e energia.

Figura 3.2 Conceito expandido de biorrefinaria

Fonte: (Petrobras, 2007)

¹ É o etanol produzido através do processo de hidrólise dos polissacarídeos presentes no açúcar, seguida pela fermentação deste em etanol. A etapa de hidrólise já apresenta uma tecnologia muito difundida e conhecida, porém o processo de fermentação ainda representa um gargalo a ser superado para que este etanol possa ser produzido de maneira viável (CTBE, 2011)

3.1.3. Carvão mineral

O último insumo estudado neste trabalho é o carvão mineral. A principal motivação para incluí-lo na pesquisa, foi a busca pela diversificação das matérias-primas para produção de combustíveis e derivados sintéticos, mesmo tendo-se conhecimento de que o carvão brasileiro apresenta elevado teor de impurezas (compostos inorgânicos), que oscila entre 30 e 50%, dependendo da região de extração.

Atualmente os processos de gaseificação são capazes de processar este tipo de insumo e as tecnologias de carvão limpo (Clean Coal Technologies – CCT) são capazes de purificar o gás gerado pelo processo de gaseificação.

O uso do carvão mineral no Brasil é muito limitado, restringindo-se basicamente a siderurgia e à produção de energia, seja térmica ou elétrica muito concentrada na região sul do Brasil, principalmente nos estados do Rio Grande do Sul e Santa Catarina, locais que apresentam as maiores reservas, e, consequentemente, as maiores produções.

Uma das primeiras iniciativas para incentivar o uso do carvão mineral ocorreu no ano de 2000, através do Decreto de 31 de Março de 2000, que instituiu o Programa de Incentivo à Utilização de Carvão Mineral nos Estados do Paraná, Santa Catarina e Rio Grande do Sul. Este decreto tem como principal objetivo aumentar a participação do carvão mineral na matriz energética nacional, de modo competitivo e também que culmine na recuperação ambiental de áreas lavradas. Mesmo com estas iniciativas, o processo de gaseificação para a produção de combustíveis e derivados sintéticos não foi contemplado.

A iniciativa mais recente é a chamada Rede Carvão, criada e administrada pela Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS), que teve sua criação e seus objetivos definidos no ano de 2007 e conta com o apoio e participação de várias universidades, órgãos governamentais, associações, empresas e institutos de pesquisas. Porém, dentre as metas definidas não consta a produção de combustíveis e derivados sintéticos, sendo esta mais uma importante motivação para incluir o carvão nesta pesquisa.

Segundo os dados estatísticos da Associação Brasileira de Carvão Mineral – ABCM (2011) e do Sindicato da Indústria de Extração de Carvão do Estado de Santa Catarina (SIECESC 2011), no ano de 2009, foram produzidas 13,15 milhões de toneladas de carvão mineral (ROM)², tendo o Estado de Santa Catarina como responsável por 62,4% deste montante e o Estado do Rio Grande do Sul por 34,9% e o restante, o Estado do Paraná.

² ROM – Run Of Mine, corresponde ao minério bruto obtido diretamente da mina, sem que passe por qualquer processo de beneficiamento. Normalmente, é retirado através de correias ou vagonetes.

No ano seguinte, a produção registrou queda de 13,5%, resultando em um montante de 11,58 milhões de toneladas (Mt). A queda significativa de produção ocorreu no Estado de Santa Catarina, onde em 2009, foram produzidas 8,21 milhões de toneladas e em 2010 apenas 6,28 Mton. Já o estado do Rio Grande do Sul registrou pequeno aumento, passando de 4,60 Mt em 2009 para 5,01 Mt em 2010.

Ao se traçar o perfil brasileiro de produção de carvão mineral com base nos dados que compreendem o período de 1990 a 2009, observa-se que poucas variações ocorreram no que diz respeito a produção total. No ano de 1990 o total produzido foi 11,51 milhões de toneladas, ou seja, no período de 19 anos houve um aumento de apenas 14%. A Tabela 3.1 apresenta a evolução da produção de carvão mineral, pelos três estados produtores da região sul, e a somatória das produções individuais.

Tabela 3.1 Evolução da produção nacional de carvão mineral (10³t em ROM)

Ano	Paraná	Santa Catarina	Rio Grande do Sul	Total
1990	219,88	7.484,10	3.808,56	11.512,53
1991	269,35	6.684,24	3.463,43	10.417,03
1992	255,70	5.311,40	3.483,01	9.050,12
1993	273,34	6.044,84	3.306,37	9.624,56
1994	304,66	5.699,94	3.748,10	9.752,70
1995	254,64	4.988,32	3.882,58	9.125,55
1996	262,41	3.547,70	3.937,86	7.747,97
1997	222,64	4.464,88	4.233,19	8.920,71
1998	95,08	4.468,69	4.056,31	8.620,08
1999	91,65	4.484,07	4.495,14	9.070,87
2000	142,62	6.639,02	4.733,41	11.515,04
2001	219,24	7.193,19	3.814,26	11.226,68
2002	252,09	5.959,93	3.822,28	10.034,31
2003	296,64	5.329,02	3.464,17	9.089,84
2004	346,67	7.342,99	3.688,44	11.378,10
2005	339,13	7.808,68	4.250,37	12.398,18
2006	314,37	7.097,80	4.298,86	11.711,04
2007	408,40	7.228,90	4.507,27	12.144,56
2008	415,23	9.522,60	4.881,64	14.819,46
2009	351,93	8.208,06	4.585,05	13.145,04
2010	293,33	6.278,33	5.010,78	11.582,44

Fonte: ABCM, 2011; adaptação própria

Os dados mostram ainda que a média de produção de carvão mineral para o período em estudo foi de 10,42 milhões de toneladas, fato que, novamente, apresenta o baixo crescimento do setor, explicado pela baixa qualidade do carvão brasileiro.

O gráfico apresentado na Figura 3.3 reforça a informação do baixo crescimento da produção de carvão mineral nos últimos dez anos. A análise de tendência, também representada neste gráfico, aponta que o crescimento da produção de carvão ocorrerá, mas de maneira muito suave, tendo em vista o fator de determinação (R^2), com valor de 0,336, ou seja, há uma variação porcentual de 33,6% das variáveis ao longo do tempo, e o seu fator de correlação (r) é de 0,183, dado que realça a tendência de baixo crescimento.

Figura 3.3 Evolução da produção nacional de carvão mineral

Fonte: (ABCM, 2011; adaptação própria)

3.2. O processo Fischer-Tropsch

Embora não seja o objetivo do trabalho, o detalhamento do processo Fischer-Tropsch, faz-se necessária uma breve definição do mesmo.

A síntese de Fischer-Tropsch para a produção de insumos industriais energéticos e não energéticos compreende o uso de gás de síntese em reformador FT sob condições específicas de temperatura, pressão e uso de catalisador de ferro ou cobalto. Obtém-se uma mistura de hidrocarbonetos com uma ampla distribuição de peso molecular que vai desde metano, etano, gasolina, nafta, óleo diesel, querosene até óleos lubrificantes, graxas e ceras (STEYNBERG, 2004).

3.3. Produtos

A escolha dos produtos a serem estudados neste trabalho teve como principal justificativa o grande consumo do mercado interno e a tendência no aumento da importação destes, pois o Brasil possui uma capacidade nominal de produção aquém do consumo, principalmente do óleo lubrificante e metanol.

Outro ponto a ser destacado para a escolha destes produtos é o fato de que todos podem ser produzidos a partir da mesma matéria-prima escolhida, alternando-se apenas a rota tecnológica. Óleo lubrificante, nafta e óleo diesel são obtidos através do processo de Fischer-Tropsch, enquanto que amônia e metanol são obtidos diretamente a partir do gás de síntese.

Como último aspecto, todos os produtos referidos também apresentam grande potencial de exportação, caso a produção nacional gere excedentes após o aumento da sua capacidade nominal.

3.3.1. Óleo lubrificante

Os óleos lubrificantes são frações de petróleo compreendidas na faixa gasóleo que são obtidas através de rigorosos processos de refino e na sequência, a processos de melhoria de qualidade.

3.3.1.1. Panorama nacional da produção de óleos lubrificantes

O mercado nacional de lubrificantes sempre teve uma demanda considerada relativamente alta, mas tal fato ainda não é suficiente para que um incremento na produção brasileira seja feito. Conforme Petrobras (2008), atualmente, há apenas três refinarias com arranjos de refinamentos destinados, especialmente, a produção de lubrificantes: REDUC (Refinaria Duque de Caxias), RLAM (Refinaria Landulpho Alves) e LUBNOR (Fábrica de Lubrificantes do Nordeste).

Tal situação deve-se a uma tendência de o Brasil priorizar a produção de combustíveis e matérias-primas para a indústria petroquímica em suas refinarias. Uma refinaria de petróleo, durante o seu planejamento, pode se destinar a dois objetivos básicos: obtenção de combustíveis e insumos petroquímicos; o segundo objetivo é a produção de lubrificantes básicos e parafinas.

Conforme Petrobras (2008), no Brasil é fundamental a produção em larga escala das frações destinadas à obtenção de gás liquefeito de petróleo (GLP), óleo diesel, gasolina, querosene e

óleo combustível. Todas as refinarias do Brasil, atualmente, encontram-se nesta situação, pois não há nenhuma que seja dedicada exclusivamente à produção de óleos lubrificantes.

Ainda conforme a Petrobras (2008), os produtos, como lubrificantes e parafinas, apresentam valor agregado em torno de duas a três vezes maiores, quando comparados ao grupo dos combustíveis e são capazes de dar ao refinador alta rentabilidade. Deve-se salientar, portanto, que os investimentos em uma refinaria com este objetivo são também maiores.

3.3.1.2. Cenário nacional dos óleos lubrificantes

O mercado nacional de lubrificantes está intrinsicamente ligado ao crescimento econômico do país, pois a sua maior parcela é destinada aos equipamentos e máquinas do pátio industrial brasileiro. Quanto maior o volume da produção, maior o consumo de lubrificantes. Conforme Belmiro e Carreteiro (2011), uma outra possibilidade que começa a ter espaço na questão dos lubrificantes é a reciclagem, que poderia vir a representar em torno de 20% da demanda nacional por óleos básicos (lubrificantes sem qualquer aditivo).

Para uma melhor compreensão da atual situação do mercado interno de lubrificantes, fez-se uma análise do período compreendido entre 2000 a 2010, comparando a produção nacional total de lubrificantes e a importação total. No ano 2000, foram produzidos 915,61 mil m³ de lubrificantes, enquanto a importação foi de 137,61 mil m³ (resultando em uma demanda de 1.053,25 mil m³), ou seja, houve uma importação de 13,07% do volume total consumido neste ano. Já para o ano 2008, registra-se que a produção caiu em 17,41%, atingindo volume de 756,20 mil m³; enquanto isso, a importação apresentou um crescimento de 264,2%.

Isto significa que o volume importado passou para 501,27 mil m³ (resultando em uma demanda de 1.257,47 mil m³), ou seja, houve uma importação de 39,87% do volume total consumido. A Figura 3.4 apresenta uma comparação entre a produção nacional e a importação de lubrificantes no período de 2000 a 2008.

Figura 3.4 - Comparação entre a produção nacional e a importação de lubrificantes no período de 2000 a 2010

Fonte: (AliceWeb, 2012 e ANP 20011; adaptação própria)

Conforme o gráfico da Figura 3.5 é possível notar que a importação apresenta um crescimento quase que constante, embora em alguns anos, pequenas retrações são observadas. Porém, quando se faz uma análise destes dados, tem-se uma perspectiva favorável de que o crescimento do volume importado continue.

Figura 3.5 Relação entre a importação e demanda nacional total de lubrificantes

Fonte: (AliceWeb, 2010; elaboração própria)

O Ministério do Desenvolvimento, através de seu Banco de Dados AliceWeb, informa os dados de importação e exportação sempre atualizados. Portanto, o gráfico da Figura 3.6 apresenta, não somente o volume total de lubrificante importado desde o ano de 2000, como também a tendência de aumento desta atividade. Tal informação pode ser confirmada através do coeficiente de correlação que apresenta valor de 0,90, além de uma inclinação mais

acentuada da curva de tendência. Para o ano de 2010, utilizou-se a técnica de projeção para determinar aproximadamente o volume total a ser importado neste ano.

Figura 3.6 Volume de lubrificante importado e sua respectiva análise de tendência

Fonte: (AliceWeb, 2010; adaptação própria)

3.3.2. Óleo diesel

O óleo diesel pode ser considerado como um dos maiores propulsores do desenvolvimento do país, principalmente, por possuímos as características de um modelo de crescimento através de rodovias, cujo maior objetivo é o transporte de cargas realizado por caminhões.

A expansão da malha rodoviária ocorreu na medida em que o país aumentava sua capacidade de produção de caminhões e demais formas para o transporte de cargas, aumentando o consumo de produtos. Até os dias atuais, este modal continua sendo o grande responsável pela circulação de produtos entre as várias cidades brasileiras e também, aqueles destinados à exportação.

3.3.2.1. Panorama nacional do óleo diesel

No ano de 2008, 78,08%, equivalente a 36,2 mil m³, da demanda total de óleo diesel foram consumidos pelo setor de transportes. Deste volume, 96,61%, destinados somente ao transporte rodoviário. Os demais modais de transporte como ferroviário e hidroviário consumiram cerca de 2,04% e 1,35%, respectivamente (Figura 3.7) (BEN, 2009).

Figura 3.7 – Perfil de consumo do óleo diesel utilizado no setor de transporte em 2008

Fonte: (BEN, 2009; adaptação própria)

A produção de óleo diesel no Brasil aumenta a cada ano, de forma a tentar suprir toda a demanda interna, que também aumenta, mas em quantidade um pouco acima do que a produção consegue atender. Como consequência, a importação acaba sendo necessária, fato que ocorre desde o início da década de 1970³. Desta época, apenas nos anos de 1970 e 1972 não foram registradas nenhuma importação do combustível.

O gráfico da Figura 3.8 apresenta o panorama do óleo diesel no Brasil, a partir do ano 2000. É possível notar que os três vetores analisados, produção, demanda e importação apresentam aumento ao longo dos anos. A grande vantagem que se tem, com relação a este energético, se o ritmo de aumento de produção continuar como está, é a redução da importação do mesmo.

Segundo projeções calculadas, um pequeno aumento na produção nos anos de 2009 e 2010 seria esperado e, consequentemente, uma pequena redução no montante importado. É possível notar que as variáveis analisadas apresentam um comportamento cíclico.

Quando comparado ao demais setores, o uso industrial do óleo diesel ainda é considerado como pequeno, pois representa apenas 2% do total, o equivalente a 884.000m³, destinado a fins energéticos no ano de 2008. Dentre os setores que mais utilizam este combustível, destacam-se a mineração e pelletização com 33,22%, e também a indústria química, com 20,59%, equivalentes a 294 mil m³ e 182 mil m³, respectivamente (BEN, 2009).

³ Primeiro ano de existência do Balanço Energético Nacional.

Figura 3.8 – Perfil nacional do óleo diesel no período de 2000 a 2010.

Fonte: (BEN, 2011; adaptação própria)

O gráfico da Figura 3.9 apresenta o perfil de consumo do setor industrial, para o ano de 2008. Porém, quando se traça o perfil do consumo total de óleo diesel no setor industrial brasileiro, é possível notar um crescimento contínuo desde o ano de 1996. Tal tendência de crescimento é confirmada através do gráfico da Figura 3.10.

Figura 3.9 - Perfil do consumo industrial de óleo diesel em 2008

Fonte: (BEN, 2011; adaptação própria)

Figura 3.10 – Panorama do consumo industrial de óleo diesel

Fonte: (BEN, 2009; adaptação própria)

3.3.3. Nafta

A nafta é uma das principais matérias-primas do mundo na indústria petroquímica de primeira geração. É através deste derivado de petróleo que inúmeros tipos de resinas e uma infinidade de materiais plásticos são produzidos ao redor do globo.

Conforme Gerosa (2007), o setor petroquímico pode ser dividido em três categorias distintas, sendo cada uma responsável por um tipo de transformação:

- “Primeira Geração: as indústrias, denominadas centrais de matérias-primas ou de primeira geração, são as responsáveis por realizar a operação denominada craqueamento, através da qual são obtidas olefinas (eteno, propeno e butadieno), os aromáticos (benzeno, tolueno e xileno) e, secundariamente, combustíveis como a gasolina de pirólise. Os insumos utilizados são os hidrocarbonetos leves, como a nafta, gás natural (frações etano e propano), entre outros. Dentre os processos mais utilizados por estas centrais estão o craqueamento, pirólise e reforma catalítica.
- Segunda Geração: as indústrias, denominadas petroquímicas de segunda geração, são aquelas responsáveis pelo processamento dos insumos petroquímicos adquiridos juntamente aos produtores de primeira geração (eteno, propeno, butadieno, entre outros). A partir destes, obtém-se produtos petroquímicos intermediários, ou, até mesmo finais. Dentre os intermediários destacam-se o estireno e o monômero do cloreto de vinila. Nos produtos finais têm-se o polietileno, o polipropileno, os elastômeros, entre outros, que serão fornecidos

diretamente às empresas de terceira geração. Atualmente, o Brasil conta com cerca de 50 empresas deste setor.

- Terceira Geração: são as indústrias responsáveis pelas transformações finais dos produtos petroquímicos, transformando as matérias-primas em produtos finais para o consumidor, tais como: embalagens plásticas (sacos, sacolas, frascos), utilidades domésticas, brinquedos, calçados, solados, sandálias, pneus e autopeças.”

3.3.3.1. Panorama nacional da nafta

O gráfico da Figura 3.11 apresenta o panorama atual da nafta no cenário nacional. Observa-se que há uma certa estabilidade na demanda, fato que pode ser explicado em razão de as petroquímicas de primeira geração, trabalharem próximas a sua capacidade máxima. A expansão destas empresas, novamente, esbarra na questão do fornecimento de matéria-prima, pois o mercado de petroquímicos está aquecido e demandante de eteno.

Figura 3.11 – Panorama nacional da nafta para o período de 2000 a 2008

Fonte: (BEN, 2009; adaptação própria)

Verifica-se, portanto, que a competitividade da indústria petroquímica está relacionada diretamente à disponibilidade de matéria-prima. Esta questão no Brasil pode ser considerada como crítica, pois conforme informações do BNDES (2007), a produção de nafta representa apenas 8% do volume total de derivados obtidos no refino do petróleo, no país.

Analisando-se o gráfico apresentado na Figura 3.12, é possível concluir que desde o ano de 2003, a capacidade de produção nacional da nafta atende menos do que 70% da demanda interna. Ainda de acordo com a análise deste gráfico, a distância entre a capacidade interna de abastecimento e a demanda, torna-se cada vez maior com o passar dos anos.

Em princípio, pode-se considerar como exagero uma comparação que resulte em uma diferença de apenas 5%, na queda da capacidade nacional de abastecimento. Mas, tal fato pode ser considerado como crítico, quando a competitividade da indústria petroquímica está intrinsecamente relacionada à disponibilidade de matéria-prima. Sendo assim, o Brasil passa a sofrer o risco de perder mercado para os petroquímicos finais (como as resinas), que poderão ser importados de países como China e Oriente Médio, nos próximos anos. Outro problema que acontece com frequência, é a importação de produtos obtidos a partir da nafta (polietileno, por exemplo) e que possuem maior valor agregado e geram um desequilíbrio na Balança Comercial do Brasil.

Figura 3.12 – Apresentação das relações Produção/Demanda e Importação/Demanda

Fonte: (BEN, 2009; elaboração própria)

Sabendo-se que o principal objetivo das refinarias do Brasil é a produção de combustíveis, com ênfase no GLP e óleo diesel, torna-se difícil acreditar que mesmo com a expansão do parque de refino, ocorra um incremento de pelo menos 30% na capacidade nacional de produção de nafta petroquímica. Consequentemente, torna-se interessante o estudo de novas fontes para a produção de nafta tais como através do processo FT.

3.3.4. Metanol

O metanol é considerado uma das mais importantes *commodities* da indústria química e seus derivados são importantes para o consumo energético. Os panoramas internacional e nacional do metanol são apresentados na sequência.

3.3.4.1. Panorama internacional do metanol

Segundo dados da Methanex (2010), no ano de 2009, cerca de 34% do metanol produzido, foi destinado à produção de formaldeído, enquanto 11% destinou-se a produção de ácido acético. Na questão energética tem-se que 32% do total produzido em 2009, foram utilizados na produção de energia, sendo que destes, 19% para a obtenção de dimetil éter (DME) e biodiesel e os demais 13% para a produção do Metiltérciobutil éter (MTBE).

A produção mundial de metanol, no ano de 2009, atingiu o total de 52.683 milhões de toneladas. Conforme o gráfico da Figura 3.13, a região com maior participação na produção é a Ásia / Pacífico, com 35,76%, merecendo destaque a produção chinesa, responsável pela obtenção de 14,09 milhões de toneladas (equivalente a 74,76% da produção total de sua região). Na sequência, tem-se o Oriente Médio / África com 27,06%, onde se destaca a Arábia Saudita com 46,86% da produção total da região, ou seja, o equivalente de 6,680 milhões de toneladas em 2009.

Figura 3.13 Distribuição da produção mundial de metanol em 2009

Fonte: (Methanol Institute, 2009, adaptação própria)

A América do Sul registra participação na produção global de metanol em torno de 7,69%, ou seja, com volumes de produção na ordem de 4.051 milhões de toneladas. Dentre os países

produtores, o destaque fica com o Chile, com 45,42%, sendo que a totalidade de metanol produzido neste país, ocorre através de uma só empresa: a Methanex que no ano de 2009, obteve cerca de 1.840 milhões de toneladas. A distribuição da produção de metanol na América do Sul é apresentada no gráfico da Figura 3.14.

Figura 3.14 – Produção de metanol na América do Sul

Fonte: (Methanol Institute, 2009, adaptação própria)

O gráfico da Figura 3.15 apresenta a estabilidade no mercado de derivados químicos do metanol para o período em análise. Estes dados são referentes ao consumo mundial de metanol.

Figura 3.15 Principais aplicações mundiais do metanol

Fonte: (Methanol Institute, 2009; adaptação própria)

Porém, quando se analisa a questão energética, o crescimento entre um ano e outro é muito elevado. Uma das principais utilizações do metanol na atualidade tem sido na produção de biodiesel. Através do gráfico da Figura 3.16 é possível verificar que esta aplicação cresceu, de

uma forma geral, 498%, o que significa dizer que para o ano de 2005 foram consumidas 1,52 Mt, e para o ano de 2009, o valor foi de 9.073 Mt.

Figura 3.16 – Evolução do mercado das aplicações de metanol

Fonte: (Methanol Institute, 2009, adaptação própria)

Através da Tabela 3.2 é possível acompanhar o crescimento de cada derivado energético.

Tabela 3.2 Variação de consumo dos derivados energéticos no período de 2004 a 2009

Crescimentos dos Derivados Energéticos do Metanol			
Aplicação (Milhões Toneladas)	2004	2009	Crescimento
Combustão e Adicionado a Gasolina	1075	4903	356,1%
Biodiesel	264	832	215,2%
DME	176	3.338	1796,6%
Total	1515	9073	498,9%

Fonte: METHANOL INSTITUTE, 2009; adaptação própria

A utilização do metanol como combustível veicular não apresenta nenhuma novidade em termos de mercado, pois sempre foram registrados crescimentos. A aplicação do metanol na produção de biodiesel, também aumentou, pois as regras ambientais para os combustíveis na Comunidade Europeia ficaram mais rígidas. Uma das soluções encontradas é o aumento da quantidade de biodiesel adicionado ao óleo diesel de refinaria.

No Brasil, também ocorre este aumento, pois a lei obriga a adição de 5% de biodiesel ao óleo diesel de refinaria. O derivado energético, cujo crescimento mais se destaca, é o do DME. Conforme Methanex (2010), além deste produto ser um substituto natural dos antigos propelentes a cloro flúor carbono (CFC), ele também pode ser misturado ao gás liquefeito de petróleo (GLP), em quantidades de até 20% do volume por botijão. Outra aplicação sua é

como substituto do óleo diesel, principalmente, nos caminhões e, também como combustível para a produção de energia elétrica através das termelétricas.

3.3.4.2. Cenário nacional do metanol

O cenário nacional do metanol não pode ser considerado como ideal, pois há grande demanda interna e isto faz com que o volume importado seja grande também. Conforme o gráfico da Figura 3.17, é possível notar que, por muitas vezes, o consumo total interno foi equivalente ao dobro da produção nacional. Já o gráfico da Figura 3.18 aponta que a tendência de aumento da importação ainda deverá continuar ocorrendo nos próximos anos.

Figura 3.17 Importação de metanol, no período de 2000 a 2009

Fonte: (AliceWeb, 2010, adaptação própria)

Para que se tenha uma indicação de como a situação atual do mercado de metanol encontra-se crítica, o gráfico da Figura 3.18 apresenta uma comparação entre o montante produzido por empresas no Brasil e o montante importado, no período de 2000 a 2010.

Figura 3.18 Importação versus produção nacional de metanol

Fonte: (ABIQUIM, 2010; AliceWeb 2010; adaptação própria)

Outro ponto interessante a ser analisado é a capacidade nominal de produção de metanol que o Brasil possui. No final do ano de 2007, esta capacidade era de 277.180 toneladas e estava em aberto a expansão da Prosint, que traria um incremento de 80.000 toneladas à capacidade nominal de produção. Porém, esta expansão foi feita, mas o objetivo não foi totalmente atingido. Atualmente, a Prosint é conhecida como GPC Química e possui capacidade nominal de 220.000 toneladas/ano, o que significa um aumento de 40.000 toneladas. Atualmente, o Brasil conta com 309.500 t/a de capacidade nominal de produção de metanol. A Tabela 3.3 mostra a alocação da produção entre os três produtores brasileiros.

Tabela 3.3 – Produtores nacionais de metanol

Metanol (toneladas)		
Copenor	BA	82.500
Vale Fertilizantes	PR	7.000
GPC Química	RJ	220.000
Total		309.500

Fonte: ABIQUIM, 2010; adaptação própria

Segundo a ABIQUIM (2010), a própria GPC Química planeja uma expansão de 40.000 t/a, o que alteraria sua capacidade nominal para 260.000 t/a, porém este projeto encontra-se sem previsão para entrar em operação. O perfil de utilização do metanol no Brasil, é apresentado

no gráfico da Figura 3.19. É importante observar que no parâmetro “outros”, está incluso o uso do metanol para a fabricação de biodiesel.

Figura 3.19 Perfil de consumo de metanol no Brasil em 2009

Fonte: (ABIQUM, 2010; elaboração própria)

Os dados relacionados à utilização do metanol para a produção de biodiesel no Brasil, começaram a ser registrados apenas no ano de 2010. Para tal atividade, foi consumido um montante de 219.260 toneladas. O volume de metanol utilizado, no ano de 2010, representa 70,8% da capacidade nominal de produção do Brasil. O crescimento da produção de biodiesel, ao longo dos anos, gerou um crescente aumento na importação deste produto. O gráfico da Figura 3.20 apresenta o perfil de consumo regional do metanol destinado, exclusivamente, a produção de biodiesel.

Figura 3.20 – Distribuição regional do consumo de metanol

Fonte: (ANP, 2011; adaptação própria)

Por ser uma *commodity*, seu preço oscila de acordo com dois fatores primordiais: a demanda do mercado e a capacidade dos *players* de atender à mesma. Quando há expansões de

unidades produtoras de metanol e todas operam em limite aceitável de sua capacidade de produção, o preço da *commodity*, normalmente é baixo. Porém, quando a demanda pelo insumo químico está aquecida e com as unidades operando em torno de 95% de sua capacidade nominal, ocorre uma grande elevação do preço.

Esta é uma das principais razões que justificam a necessidade de crescimento da capacidade de produção nominal do Brasil. Porém, um dos grandes obstáculos para que este incremento ocorra, concentra-se no preço do gás natural no Brasil. O mesmo é considerado extremamente elevado, principalmente quando comparado aos países com grandes reservas como Chile e Arábia Saudita.

Por fim tem-se que o gráfico da Figura 3.21 apresenta as curvas relativas à produção sobre a demanda e a curva relativa à importação sobre a demanda de metanol. Como é possível observar, os momentos, mais favoráveis para o Brasil, ocorreram entre os anos de 2001 e 2004, quando o montante importado foi aproximadamente igual ao montante produzido. Nas outras datas, a importação sempre foi maior, sendo o ano de 2009, um dos mais críticos, quando a importação atingiu 64,91% da demanda total.

Figura 3.21 Relação produção e demanda versus relação importação e demanda

Fonte: (Elaboração Própria)

3.3.5. Amônia

A amônia (NH_3), é a principal matéria-prima na produção da ureia, componente dos fertilizantes sintéticos. É sabido que o consumo de fertilizantes deve aumentar em virtude do aumento da produção de alimentos e também das chamadas energias renováveis, sejam elas

voltadas para a produção de etanol (cana-de-açúcar, milho), biodiesel (soja, mamona), entre outras. Assim como foi feito para o metanol, será primeiramente apresentado um panorama mundial da amônia, para na sequência ser apresentado o cenário nacional da mesma.

3.3.5.1. Panorama mundial da amônia

Segundo a Catar Fertiliser Company (QAFCO, 2009) e Departamento de Geologia dos Estados Unidos (United States Department of the Interior/ U.S. Geological Survey – USDI/USGS, 2010), no ano de 2007, foram produzidas aproximadamente 159,6 milhões de toneladas de amônia. Deste total, cerca de 78% foram destinadas à produção de fertilizantes. Outras formas de utilização da amônia são: na produção de explosivos, resinas, fibras e também na indústria farmacêutica.

Conforme os gráficos apresentados nas Figuras 3.22 e 3.23, observa-se que a produção de amônia manteve-se praticamente constante, pois o total produzido tanto no ano 2000 quanto em 2004 foi praticamente o mesmo, atingindo a marca de 132,93 milhões de toneladas.

Figura 3.22 – Panorama da produção mundial de amônia no ano 2000

Fonte: (USDI/USGS, 2010; adaptação própria)

Figura 3.23 – Panorama da produção mundial de amônia no ano 2004

Fonte: (USDI/USGS, 2010; adaptação própria)

Através de uma comparação entre os gráficos das Figuras 3.22 e 3.23 apresentados, observa-se, que embora o total mundial tenha sido o mesmo para os dois anos, houve um deslocamento quanto aos volumes produzidos pelos países.

A China continua sendo a maior produtora, aumentando sua participação em 7,86%, o que representa ser responsável por cerca de 27,71% da produção mundial. Trinidad e Tobago e Ucrânia, também registram aumento na produção: de 32,71% e 18,18% respectivamente. Porém, embora os números aparentem um grande aumento no montante produzido, estes dois países ainda representam apenas 3,28% (4,35Mt/a) e 3,58% (4,76 Mt/a), respectivamente.

Por outro lado, Estados Unidos e Canadá apresentaram queda em sua produção. O primeiro, reduziu sua participação na produção de 15Mt/a para 10,5Mt/a, representando uma redução de 28,70%. Já o Canadá, registrou queda de 11,62% no volume produzido, equivalendo a passar de 5,04Mt/a para 4,45Mt/a. Mesmo com estas quedas consideravelmente acentuadas no montante produzido, os Estados Unidos ainda respondiam por 8,35% da produção mundial no ano de 2004 (diante dos 11,28% no ano de 2000). Enquanto o Canadá era o responsável por 3,35% (diante dos 3,79% no ano de 2000).

Conclui-se que, à exceção da China, as variações nos volumes de produção de amônia estão relacionadas ao preço do insumo utilizado: o gás natural. Há países que possuem maior produção e facilidade no acesso da matéria-prima a baixo custo, como Ucrânia e Trinidad e Tobago, aumentaram de modo considerável os volumes produzidos, países onde o GN apresentou grande elevação nos preços, registraram queda no total produzido. O mesmo

raciocínio é utilizado ao se comparar os volumes obtidos entre o ano de 2004, (apresentados na Figura 3.23) e o ano de 2008, (apresentados no gráfico da Figura 3.24).

Figura 3.24 – Panorama da produção mundial de amônia no ano 2008

Fonte: (USDI/USGS, 2010; adaptação própria)

Como é possível notar, os países, cuja produção cresceu no período em análise, foram China, com aumento de 47,68% (passando de 36,83 Mt/a para 54,38 Mt/a), seguido por Trinidad e Tobago, registrando crescimento de 42,86% (aumentou de 4,35 Mt/a para 6,22 Mt/a) e, em terceiro lugar, a Rússia com 20,88% (11,10 Mt/a para 13,41 Mt/a). É interessante notar que neste período, a produção mundial em 2008, cresceu 22,02%, totalizando 162,2 milhões de toneladas. Este dado ressalta que há uma forte tendência no aumento do consumo da amônia, principalmente, quando esta é destinada a produção de fertilizantes.

Já a Associação Internacional da Indústria de Fertilizantes (Internacional Fertilizer Industry Association – IFA) (2008), aponta que o GN é o insumo utilizado para a produção de 67% de fertilizantes (base nitrogenada). O carvão é usado em 27%, sendo 97% destes, localizados na China. O óleo combustível representa apenas 3% e a nafta, 2%, enquanto demais fontes não ultrapassam 1%.

Esta dinâmica pode ser explicada da seguinte forma: países que eram grandes produtores de amônia a partir do gás natural, tal como os EUA, tiveram uma redução em seu volume de produção devido aos consecutivos aumentos do insumo. No ano 2000, a produção dos EUA foi de 15,0 milhões de toneladas e já em 2004, esta produção caiu 28,7%, correspondendo a 10,7Mt/a. Entre os anos de 2004 a 2008 houve nova queda na produção norte-americana, produzindo apenas 10,05Mt em 2008, dado que significa uma redução de 6,04%. No

acumulado, ou seja, para o período total analisado, entre os anos 2000 a 2008, houve uma queda de 33,01% na produção de amônia.

No mercado americano, houve uma demanda relativamente constante na década de 1990. Apresentou uma queda entre 2000 e 2001 e depois, manteve-se constante até o período de 2008-2009, marcado pela grande recessão econômica.

O principal reflexo foi visto na perda de competitividade da produção interna, comparada à importação (Gráfico da Figura 3.25). Para que se tenha uma ideia de como o preço do GN interferiu no mercado interno dos EUA, no final da década de 1990 havia quarenta e cinco plantas em operação e já no final de 2007 este número foi reduzido para apenas vinte e duas. No ano de 1998 o volume de NH_3 importado pelos EUA, era de 15% de sua demanda, e no ano de 2007, este montante correspondeu a 41% (Gráfico da Figura 3.26). Os principais fornecedores do mercado americano são: o próprio EUA com 59%, Trinidad e Tobago com 24%, Rússia com 9%, Canadá com 5%, Ucrânia com 2% e Venezuela com 1% (MIT, 2011 e HUANG, 2007).

Figura 3.25 Comparativo entre produção e consumo interno de NH_3 nos EUA e o preço do GN
Fonte: (MIT, 2011; adaptação própria)

Figura 3.26 Gráfico da redução das plantas de produção de NH_3 nos EUA versus capacidade de produção nominal.

Fonte: (MIT, 2011; adaptação própria)

Conforme Huang (2007), o gás natural corresponde entre 72% a 85% dos custos de produção da amônia. Tal valor está diretamente relacionado ao tamanho da planta e ao preço final da amônia. De acordo com Gerosa (2007), para que 1 tonelada de amônia seja produzida, são necessários em torno de 990 m³ de GN, sendo este utilizado apenas como insumo. Caso o GN seja o energético utilizado na planta, o valor necessário para a produção de 1 tonelada fica em torno de 1.129 m³.

Ainda conforme Huang (2007), para o período compreendido entre os anos 1985 a 1999, o preço do GN nos Estados Unidos oscilou entre US\$2 a US\$4 por milhão de Btu, apresentando um desvio padrão de US\$0,5. Por outro lado, para o período compreendido entre os anos 2000 a 2006, o preço do GN apresentou um crescimento elevado, passando de US\$3 a US\$13 por milhão de Btu, registrando um desvio padrão de US\$2,27. O gráfico da Figura 3.27 apresenta a relação entre o preço do GN e o preço da amônia, ambos para o mercado norte americano.

Figura 3.27 – Gráfico que apresenta a relação entre o custo do GN e o preço da Amônia
 Fonte: (Huang, 2007; adaptação própria)

Pode-se observar que, em países onde o acesso ao GN é fácil, ou seja, há disponibilidade do recurso e o preço do mesmo é atraente para ser utilizado como insumo industrial, a produção de amônia apresenta valores de constante crescimento. Dentro desta análise é possível citar Rússia e Trinidad e Tobago, países que registraram crescimento de 25,86% e 89,59%, respectivamente, para o período compreendido entre 2000 a 2008. No primeiro caso, temos a produção passando de 10,66 para 13,41 milhões de toneladas. Já Trinidad e Tobago produziu no ano de 2000, um total de 3,28 Mt/a, e em 2008, o montante foi de 6,22Mt/a.

Outro caso, que deve ser citado, é o de países como Irã e Catar, que também possuem fácil acesso ao recurso natural. O Catar iniciou sua produção de amônia no ano de 2005, com

montante de 1,75 milhões de toneladas por ano. No ano de 2007, já havia aumentado este valor para 1,80 Mt/a. Em 2008 foi mantido o volume de produção. O Irã iniciou sua produção de amônia somente em 2007, e desde então, vem produzindo uma quantidade média anual de 2,0 milhões de toneladas ao ano.

3.3.5.2. Panorama nacional da amônia

No cenário nacional, a amônia segue, aproximadamente, os mesmos movimentos que ocorrem no cenário internacional. É produzida a partir do gás natural, e o maior fabricante nacional é a Petrobras, através de suas duas unidades da FAFEN. A capacidade nominal das duas corresponde a 60% do mercado nacional. A Tabela 3.4 apresenta as plantas produtoras de amônia, localização e a sua capacidade nominal de produção.

Tabela 3.4 Plantas produtoras de amônia no Brasil

Empresa	Local	Capacidade
CSN	RJ	5,8
Gerdau AçoMinas	MG	3,6
Petrobras - FAFEN	BA	495,0
Petrobras - FAFEN	SE	456,3
Ultrafertil	MG	4,6
Usiminas	PR/SP	621
Total		1.586,2

Fonte: ABIQUIM, 2010; adaptação própria

A principal aplicação da amônia é a produção de fertilizantes nitrogenados no Brasil. Esta utilização representa cerca de 74,9% do consumo anual do produto (ABIQUIM, 2010). O gráfico da Figura 3.28 apresenta a distribuição dos usos da amônia dentro do mercado nacional.

Figura 3.28 Perfil de consumo da amônia no Brasil

Fonte: (ABIQUM, 2010; adaptação própria)

O gráfico da Figura 3.29 apresenta um comparativo entre a produção, demanda e importação de amônia no Brasil. Para o período analisado, compreendido entre os anos 2000 a 2010, nota-se que o ano de 2001, foi o que apresentou a menor produção do período. A importação manteve-se no mesmo patamar dos demais anos.

Outro ponto que desperta atenção no gráfico é o ano de 2010, onde se registra o maior volume de importação, porém tanto a demanda interna quanto a produção são valores obtidos a partir de projeções. Através da análise do período, nota-se que os movimentos entre os três parâmetros: demanda, produção e importação mantêm-se em constante crescimento.

Através do gráfico da Figura 3.29 é possível observar que há uma variação cíclica na demanda interna de amônia, mas mesmo neste ciclos nota-se uma tendência de crescimento. Já a produção nacional apresenta variações, também cíclicas mas não é possível afirmar, através de seu comportamento, se há ou não tendência de aumento. Já a importação, apresenta-se estável.

Figura 3.29 Comparativo entre produção, demanda e importação de amônia

Fonte: (ABIQUM, 2010; AliceWeb, 2011; adaptação própria)

É em virtude deste crescimento da demanda, que a Petrobras planeja a construção de mais uma unidade voltada a obtenção de amônia com capacidade nominal de 796 mil t/ano, cuja possível localização será em Uberaba-MG, e tem como previsão de início de operação o ano de 2013. Outra empresa que pretende investir na ampliação de sua capacidade é a Vale Fertilizante (antiga Fosfértil), que prevê a construção de uma nova unidade, com capacidade nominal de produção de amônia de 500 mil toneladas ano. Sua localização ainda não está definida. A previsão de início das atividades é para o ano de 2015 (ABIQUIM, 2010).

4. GÁS NATURAL

4.1. Definições, composição e características técnicas

O gás natural, assim como o petróleo, é um combustível fóssil formado a partir da degradação de matéria orgânica, que em determinadas condições de temperatura e pressão resultou neste hidrocarboneto gasoso. É encontrado em reservatórios, localizados tanto *onshore* como *offshore*, e pode ser classificado como associado ou não associado, conforme apresentado na Figura 4.1

Figura 4.1 Ilustração dos reservatórios de GN associado e não associado

Fonte: (BahiaGás, 2011)

Conforme Moutinho *et al* (2002), o GN associado é aquele, que no reservatório, encontra-se presente junto ao petróleo, estando dissolvido no óleo ou na forma de uma capa de gás. Neste tipo de reservatório costuma-se privilegiar a produção do petróleo e o GN extraído compulsoriamente, tem usos tais como: reinjeção no poço, queima ou podendo ser utilizado como fonte de energia da unidade de extração, principalmente, no caso de reservatórios *offshore*, onde atua como combustível da plataforma.

O gás natural não associado é aquele que no reservatório está livre do óleo e da água, ou, estes se encontram em concentrações muito baixas. Na acumulação rochosa porosa, a concentração de gás é predominante, o que permite produzir apenas gás (MOUTINHO *et al*, 2002).

O metano é o elemento com maior predominância na composição do gás natural, variando de 80 a 94%, e assim como os demais componentes etano, propano, butano, variam de acordo com o tipo de reservatório onde foi extraído (associado ou não associado) e também da região

onde se localiza o poço. A Tabela 4.1 apresenta as composições do GN em alguns Estados brasileiros.

Tabela 4.1 Composição do GN em diversos estados brasileiros

Localização	Metano (CH ₄)	Etano (C ₂ H ₆)	Propano (C ₃ H ₈)	Butano (C ₄ H ₁₀) e Maiores	Dióxido de Carbono (CO ₂)	Nitrogênio (N ₂)	Densidade	Poder Calorífico Superior (Kcal/kg)
Rio de Janeiro	89,44	6,70	2,26	0,46	0,34	0,80	0,62	9.600
Bahia	88,56	9,17	0,42	-	0,65	1,20	0,62	9.400
Alagoas	76,90	10,10	5,80	1,67	1,15	2,02	-	11.422
Rio Grande do Norte	83,48	11,00	0,41	-	1,95	3,16	0,64	9.230
Espírito Santo	84,80	8,90	3,00	0,90	0,30	1,58	0,64	10.872
Ceará	76,05	8,00	7,00	4,30	1,08	1,53	-	12.548

Fonte: (Gasnet, 2011)

No Brasil, as características do GN destinado à comercialização, são estabelecidas pela ANP (1998). O GN comercializado deve estar isento de poeira, água condensada, gomas, elementos formadores de goma, glicóis, hidrocarbonetos condensáveis, compostos aromáticos, metanol ou outros elementos sólidos ou líquidos que sejam capazes de proporcionar problemas ou anormalidades nos sistemas de transporte e distribuição, bem como na utilização do GN pelos consumidores finais.

Tabela 4.2 Características do GN para comercialização no mercado nacional

Características ¹	Unidades	GRUPOS			Métodos de Ensaio
		B (baixo)	M (médio)	A (alto)	
Poder Calorífico Superior (PCS)	kcal/m ³	8.000 a 9.000	8.800 a 10.200	10.000 a 12.500	ASTM D 3588
Densidade Relativa ao Ar		0,54 a 0,60	0,55 a 0,69	0,66 a 0,82	ASTM D 3588
Teor Máximo de Gás Sulfídrico (H ₂ S)	mg/m ³	20	20	20	ASTM D 5504 ou ISO 6326-3
Teor Máximo de Enxofre (H ₂ S e enxofre mercaptídico)	mg/m ³	80	80	80	ASTM D 5504 ou ISO 6326-3
Teor Máximo de Dióxido de Carbono (CO ₂)	%volume	2	2	2	ASTM D 1945 ou ISO 6974
Teor Máximo de Inertes ³	%volume	4	4	4	ASTM D 1945 ou ISO 6974
Teor Máximo de Oxigênio (O ₂)	%volume	0,5	0,5	0,5	ASTM D 1945 ou ISO 6974
Ponto de Orvalho Máximo da Água a 1atm ⁴	°C	-45	-45	-45	ASTM D 5454

Fonte: (ANP, 1998; adaptação própria)

Observações referentes à Tabela 4.2: 1. Limites especificados são valores a 20°C e 101,33 kPa (1atm), exceto onde indicado; 2. Para regiões Norte e Nordeste admite-se o valor de 3,5; 3.

Para regiões Norte e Nordeste admite-se o valor 6,0 e 4. Para as regiões Norte e Nordeste admite-se o valor de -39.

4.2. Processamento do GN e sua Aplicação como Insumo

Para que o gás natural atinja as condições ideais de comercialização, é necessário que seja submetido a uma unidade de tratamento e limpeza denominada unidade de processamento de gás natural (UPGN). Nesta unidade, além de serem removidas impurezas como enxofre, umidade, entre outras, também é realizada a separação das frações do gás natural.

Normalmente, é na própria UPGN, onde são obtidos produtos finais como o GLP, composto pelas frações propano e butano, também presentes no GN. Também pode ser obtida a gasolina natural, produzida a partir de frações mais pesadas, como do propano em diante.

No caso da utilização do GN como insumo para a produção de combustíveis e derivados sintéticos, é necessário que este esteja quase que completamente isento de compostos sulfurosos, para que não haja danos aos catalisadores utilizados na etapa de produção do *syngas* como também durante o processo de FT.

O gás natural apresenta diversas vantagens: o seu estado físico que favorece a sua decomposição e conversão em diversos produtos, como por exemplo, na produção de *syngas*; é fonte de energia; possui elevada densidade energética. Como insumo, o GN apresenta uma excelente flexibilidade de uso. A Figura 4.2 apresenta as rotas química e petroquímica do GN.

Figura 4.2 Rotas de aplicação do GN como insumo na indústria química e petroquímica
 Fonte: (Gerosa, 2006)

O mais importante no presente trabalho é o estudo da fração metano (componente mais abundante no GN), também conhecido como Química do C₁. O metano é o insumo utilizado para a obtenção do gás de síntese. A Figura 4.3 aponta os diversos caminhos que podem ser seguidos neste processo.

Figura 4.3 Possíveis caminhos na Química do C1

Fonte: (Gerosa, 2006)

Em alguns países como os Estados Unidos, a utilização do GN como insumo na indústria química e petroquímica é usual (Tabela 4.3), ainda que o seu uso represente apenas 25%. Os demais 75% estão voltados ao uso como combustível. Assim como no Brasil, nos EUA também há maior utilização das frações propano e butano, transformados na indústria petroquímica em resinas plásticas. Os líquidos do gás natural (LGN – frações que possuem cinco ou mais carbonos, também conhecidos como C₅₊), são frequentemente utilizados.

Tabela 4.3 Utilização do GN, LGN e GLP na indústria química dos EUA

Utilização do GN na Indústria Química	GN (milhões m ³)	LGN/GLP Milhão bbl
Combustível	38.370	5
Insumo	9.680	644
Total GN Consumido	48.050	649
% Insumo	25,23%	99,23%

Fonte: MIT, 2011; adaptação própria

Ainda conforme dados do Massachusetts Institute of Technology (MIT; 2011), as duas principais aplicações do GN como insumo na indústria americana são: a produção de amônia destinada a fabricação de fertilizantes e a produção de hidrogênio, muito utilizado nas refinarias de petróleo nos processos de hidrogenação.

Desde 1982 até os dias de hoje, o consumo de hidrogênio nas refinarias registrou um crescimento acumulado de 59%. A taxa de crescimento linear ao longo deste período é de 1,2% ao ano. Sabe-se que os maiores aumentos ocorreram no início do ano 2000, tendo como principais fatores motivadores o processamento e refino de maiores quantidades de petróleo pesado e a exigência da fabricação de combustíveis mais limpos. No ano de 2009, cerca de 4,05 bilhões de m³ de GN foram consumidos para a produção de H₂ nos EUA (MIT, 2011).

Com relação à utilização do GN para a produção de amônia, o estudo do MIT (2011) aponta que a demanda de GN necessária para este fim é determinada pela demanda de fertilizantes nitrogenados, e também por uma avaliação de custos feita entre a produção local de amônia e a importação da mesma (ver Capítulo 3 itens 3.2.5.1 e 3.2.5.2 para maiores detalhes do mercado internacional e nacional de NH₃).

4.3. Panorama mundial do GN

4.3.1. Reservas

A Figura 4.4 apresenta a evolução das reservas provadas mundiais ao longo dos últimos vinte anos. Entre os anos 1990 e 2000, estas reservas aumentaram 22,7%, passando de 125,7 trilhões de m³ para 154,3 trilhões de m³. As regiões com maior quantidade de reservas continuaram sendo o Oriente Médio com 38,3% (em 1990 detinha 30,2%) e a Europa / Eurásia com 36,8% (em 1990 detinha 43,4%). Já na comparação entre o segundo e o terceiro período, o aumento foi ligeiramente menor, 21,3%, totalizando 187,1 trilhões de m³, e tendo o Oriente Médio com 40,5% e Europa / Eurásia com 33,7% destas reservas (BP, 2011).

Em 2010, na região do Oriente Médio, Irã e Catar são os países que possuem as maiores reservas de GN, com 29,6 e 25,3 trilhões de m³, respectivamente, equivalendo a 72,5% do total de reservas da região. Já na Europa / Eurásia, a Rússia detém 71,1% do total das reservas, o equivalente a 44,8 trilhões de m³ de GN.

■ Oriente Médio
 ■ Europa e Eurásia
 ■ Ásia Pacífica
 ■ África
 ■ América do Norte
 ■ América Central e do Sul

Figura 4.4 Evolução das reservas mundiais de GN

Fonte: (BP, 2011; adaptação própria)

4.3.2. Produção e consumo

Em termos de produção, quando se compara os valores do ano 2000 com a do ano de 2010, tem-se um aumento de 32,3%. A região que registra o maior aumento para o mesmo período é o Oriente Médio, que no ano de 2000, de 0,21 trilhões de m³, em 2010, passou para 0,46 trilhões de m³, um aumento de 121,0%. Estes dados são apresentados na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 Dados mundiais de consumo e produção de gás natural

Regiões	Consumo				Produção				Produção e Consumo	
	2010		%		2010		%		Relação P/C	
	Bilhões de m ³	% do Total	Variação 2009/2010	Variação 2000/2010	Bilhões de m ³	% do Total	Variação 2009/2010	Variação 2000/2010		
América do Norte	846,10	26,70%	5%	7%	826,30	25,9%	3,00%	8,20%	102,4%	104,0%
América do Sul e Central	147,70	4,66%	9,30%	53,85%	161,20	5,0%	6,20%	50,89%	91,6%	95,7%
Europa / Eurásia	1.137,20	35,88%	7,20%	15,42%	1.043,10	32,7%	7,60%	11,10%	109,0%	105,0%
Orientes Médio	365,50	11,53%	6,20%	95,77%	460,70	14,4%	13,20%	121,20%	79,3%	89,7%
África	105,00	3,31%	6,10%	79,80%	209,00	6,5%	4,90%	60,80%	50,2%	44,8%
Ásia Pacífica	567,60	17,91%	12,60%	95,19%	493,20	15,4%	10,50%	81,30%	115,1%	106,8%
Total	3.169,10	100%	7,40%	31,40%	3.193,50	100,00%	7,30%	32,30%	99,2%	99,9%

Fonte: BP, 2011; adaptação própria

Na América Central e do Sul, a Argentina registrou consumo de 43,3 bilhões m³, com produção de 40,1 bilhões m³, ou seja, utilizou 5,3% a mais do que produz. Trinidad e Tobago, teve produção de 42,4 bilhões m³ e consumindo apenas 22 bilhões de m³, ou seja, 48,8% de sua produção foi destinada a exportação, principalmente através do gás natural liquefeito (GNL).

Na região da Europa / Eurásia, a Rússia registrou produção de 588,9 bilhões m³, consumindo 414,1 bilhões m³, restando 29,68% para ser exportado. No caso da Rússia, grande parcela de

sua exportação ocorre através de gasodutos, pois a região da Europa apresenta uma vasta rede de gasodutos entre os países, conforme pode ser observado na Figura 4.5. O segundo maior produtor de GN, é a Noruega, que registra um montante de 106,4 bilhões de m³, e consome apenas 3,85% do produzindo, podendo destinar o restante às exportações. Por fim, o Reino Unido é o segundo maior consumidor de GN, após a Rússia, registrando um valor de 93,8 bilhões de m³.

Figura 4.5 Principais gasodutos do sistema de dutos da Europa

Fonte: (Comunidade Europeia, 2009)

A região do Oriente Médio, conhecida por possuir grandes reservas de combustíveis fósseis, também foi a que apresentou maior crescimento, principalmente, na produção (121,20%) entre os anos de 2000 e 2010. Desta região, destaca-se o Irã, com produção de 138,5 bilhões de m³, no ano de 2010, com consumo muito próximo (136,9 bilhões de m³). O Catar apresentou baixo consumo, (20,4 bilhões de m³) e produção de 116,7 bilhões de m³. O Catar é um dos maiores exportadores de GNL. Conforme dados da BP (2011), no ano de 2010 foram exportados 75,75 bilhões de m³, sendo o Reino Unido seu principal consumidor, com 13,89 bilhões de m³.

O continente Africano correspondeu a 7,5% da produção mundial de GN no ano de 2010, tendo a Argélia como a principal produtora, com 80,4 bilhões de m³, seguida do Egito com 61,3 bilhões de m³. Estes dois países têm como principal aplicação do GN, a sua exportação,

seja por gasodutos (total de 41,94 bilhões de m³), seja por GNL (total de 29,02 bilhões de m³), conforme dados da BP, 2011.

Na região da Ásia Pacífica, dois países são destaques no que tange ao consumo de GN: China e Japão. O primeiro, em 2010, registrou demanda de 109 bilhões de m³, para uma produção de 96,8 bilhões de m³, sendo necessária a importação de 11,2% do total consumido. Já o Japão, não produz GN. Em 2010, foram importados 94,5 bilhões de m³ (BP, 2011).

A Figura 4.6 apresenta as principais movimentações mundiais de GN, que ocorreram no ano de 2010, tanto através de gasodutos quanto GNL. Atualmente, as movimentações do GN já transitam pelos mesmos lugares que o comércio de petróleo. Países, como o Japão, importam o GN não somente como fonte de energia, mas também para a produção de insumos químicos, como metanol, amônia, solventes entre outros.

Figura 4.6 Principais movimentações mundiais de GN em 2010 (em bilhões de m³)

Fonte: (BP, 2011; adaptação própria)

4.4. Panorama nacional do gás natural

4.4.1. Histórico e evolução das reservas

Segundo a ANEEL (2008), não foi somente no Brasil que o GN teve um início de história ruim. Era considerado como um estorvo durante a etapa de extração do petróleo. Este fato também ocorria nos Estados Unidos, durante o século XIX, no início das explorações de petróleo. A presença do GN exigia uma série de procedimentos voltados à segurança operacional, o que acabava por encarecer e tornar mais complexa a etapa de perfuração e extração do petróleo dos reservatórios.

Com o passar dos anos, o GN ganhou destaque, não somente como energético, mas também na indústria sendo utilizado como insumo, e na própria exploração de petróleo, na forma de recuperação de maior quantidade ao ser reinjetado no poço.

No Brasil, o processo também não foi diferente. No começo da atividade de exploração do petróleo no país, a presença do GN era considerada como inconveniente. Mas com o passar dos anos, o GN ganhou importância, principalmente, em virtude de seu uso no setor energético e, como consequência, teve-se um aumento não somente na produção e consumo, mas também na etapa de exploração. O gráfico da Figura 4.7 apresenta o aumento das reservas totais e provadas no país, tanto *onshore* como *offshore* (ANP, 2011).

Figura 4.7 Evolução das reservas totais e provadas de GN no Brasil, em milhões m³

Fonte: 0028ANP, 2011, adaptação própria)

Outra análise, que é capaz de demonstrar, que ao longo dos anos, o gás natural foi conquistando importância no cenário energético nacional, é o comparativo entre os dados referentes às reservas provadas e reservas totais em intervalos de 10 anos, conforme apresentado na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 Comparativo e Evolução das Reservas Provadas e Totais de GN no Brasil

Reservas (Bilhões m ³)	Período		Variação %	Período		Variação %
	1991	2000		2001	2010	
Totais	288,73	360,78	24,95%	335,26	824,72	145,99%
Provadas	181,52	221,00	21,75%	222,73	423,00	89,92%

Fonte: ANP, 2011; elaboração própria

4.4.2. Produção, processamento e consumo

No período compreendido entre 1991 e 2000, as reservas totais cresceram 24,95%, enquanto que as provadas, apenas 21,75%. Neste período, interessava mais ao Brasil a exploração e produção de petróleo. Mesmo com a implantação do PLANGAS (Plano Nacional de Desenvolvimento do Gás Natural), que visava a substituição do diesel pelo GN, a etapa de exploração ainda não era voltada à descoberta de reservas de GN (ANEEL, 2008 e ANP, 2011).

Em meados da década de 1990, as pesquisas sobre reservas de GN tiveram início. Soma-se a este fato, a evolução nos métodos de sísmica. No período de 2001 a 2010, as reservas totais cresceram 145,99% e as reservas provadas 89,9%. Nestes valores já estão inclusas as reservas referentes ao Pré-Sal.

A inclusão do GN não somente na matriz energética brasileira, como também como insumo para indústria química, para a produção de amônia e metanol, ganhou força, aumentando a cada ano. Uma das formas de se comprovar a adesão positiva quanto ao uso de GN está relacionada ao aumento do volume de gás natural importado.

Outro ponto que destaca o crescimento do GN no país, é a evolução do volume produzido. O gráfico da Figura 4.8 mostra os valores de GN em milhões de m³, produzidos no período compreendido entre 2001 a 2010. O crescimento total da produção para este intervalo foi de 63,85%. Segundo dados da ANP (2011), o Brasil possui 37 UPGN⁴, localizadas em nove

⁴ Muitas unidades de UPGN possuem mais do que uma unidade de processamento, como por exemplo, pode-se citar a UPGN de Guimarães, composta pelas unidades Guamaré I, II e III, no Rio Grande do Norte.

Estados (AM, CE, AL, RN, BA, SE, RJ, ES e SP), e com capacidade diária de processamento de 73,4 milhões de m³.

Figura 4.8 Evolução da produção de GN no Brasil (milhões m³)

Fonte: (ANP, 2011; elaboração própria)

As UPGN são responsáveis pelo processamento do GN, ou seja, pelo tratamento de limpeza e remoção de compostos indesejáveis, como sulfurosos, umidade, separação das frações do GN, e também, adequação do gás seco composto, principalmente, de metano, para a comercialização, de acordo com as exigências do órgão regulador. A Tabela 4.6 apresenta os dados referentes ao volume total de GN processado no ano de 2010, e suas respectivas frações. É importante ressaltar que a produção de etano e propano foi feita apenas pela UPGN Cabiúnas – RJ. Estas frações foram destinadas a empresa RioPol – RJ, onde são produzidos propeno, eteno, e resinas derivadas destes.

Tabela 4.6 Dados de Processamento de GN em 2010

Fração	Volume (mil m ³)
GN Seco	14.369
GLP	2.546
C₅₊	924
Etano	268.388
Propano	686
Total Processado	15.603

Fonte: ANP, 2011; elaboração própria

Por fim, outros dados importantes relacionados ao perfil do GN no Brasil, referem-se à importação do mesmo, onde grande parte do volume é proveniente da Bolívia⁵, através do gasoduto denominado GasBol. No período compreendido entre os anos de 2001 a 2010, o volume médio de GN importado da Bolívia foi de 8.738 milhões de m³. Isto resulta em um volume diário de 23,99 milhões de m³.

A Argentina chegou a exportar gás natural para o Brasil, porém a partir do ano de 2008 até o presente, não foi feita mais nenhuma transação do energético, devido à crise de abastecimento enfrentada pelo país desde o ano de 2008. O volume médio importado no período compreendido entre 2001 a 2007 foi de 400 milhões de m³, o que resulta em uma média diária⁶ de 1,1 milhão de m³.

Desde o ano de 2009, o Brasil possui uma nova forma de importação de gás natural. Em janeiro deste ano foi inaugurado em Pécem/CE, um terminal de GNL com capacidade de 7 milhões de m³. Em março deste mesmo ano, o segundo terminal brasileiro de GNL entrou em operação. Este terminal localiza-se na baía de Guanabara/RJ, com capacidade de 14 milhões de m³. A principal vantagem deste tipo de fornecimento está na flexibilidade de atendimento à demanda nacional, principalmente, à demanda térmica. O terceiro terminal de regaseificação de GNL encontra-se em construção na Bahia.

No ano de 2009, foram importados 435 milhões de m³ através dos terminais de GNL, gerando um dispêndio financeiro de US\$ 102,91 milhões, ou seja, o valor médio por US\$ 236,68/ mil m³. O ano de 2010, registrou uma importação de 2.827 milhões de m³ por este modal, com gasto total de US\$ 823,56 milhões, e apresentando um custo médio de US\$ 291,35/mil m³. Os principais países a fornecerem o energético foram: Trinidad e Tobago, com 880 milhões de m³, Nigéria, com 869 milhões de m³ e Catar, com 635 milhões de m³.

Conforme dados da ANP (2011), no final do ano de 2010, o sistema de transporte e transferência do gás natural no Brasil apresentava 62 gasodutos de transferência⁷, com extensão de 2.271 km e 42 gasodutos de transporte⁸, com extensão de 9.102 km. Os terminais

⁵ Volumes de GN importados da Bolívia: em 2001 foram importados 3.850 milhões de m³, 2010 foram 9.820 m³, e neste período o pico máximo foi registrado em 2008 com montante de 11.178 milhões de m³.

⁶ Volumes de GN importados da Argentina: em 2001 foram importados 753 milhões m³, em 2008 o volume registrado foi de 135 milhões m³. O ano de 2001 também registrou o valor máximo importado no período de análise. Porém, as importações da Argentina duraram de 2000 a 2008.

⁷ Gasoduto de Transferência: duto destinado à movimentação de gás natural, considerado de interesse específico e exclusivo de seu proprietário, iniciando e terminando em suas próprias instalações de produção, coleta, transferência, estocagem e processamento de gás natural (Lei do Gás, 2009).

⁸ Gasoduto de Transporte: gasoduto que realize movimentação de gás natural desde instalações de processamento, estocagem ou outros gasodutos de transporte até instalações de estocagem, outros gasodutos de transporte e pontos de entrega a concessionários estaduais de distribuição de gás natural (Lei do Gás, 2009).

de GNL também se encontram próximos aos gasodutos de suas respectivas regiões, sendo a estes acoplados. O GNL depois de regaseificado pode ser inserido na rede de gasodutos brasileira. Tal fato tem sua grande importância não só na flexibilidade, como também na questão da segurança energética.

4.4.3. Reinjeção, perda e queima de GN

Um dos principais usos do GN está voltado para a geração de energia elétrica, através das usinas termelétricas espalhadas por todo território nacional. Conforme o Banco de Informações de Geração (BIG) da ANEEL (2012), atualmente, há 102 usinas termelétricas que utilizam GN, com potência de 11,42 milhões de kW. Há mais duas unidades em construção (13.158 kW) e mais 18 usinas cuja construção foi outorgada (13,25 milhões de kW).

Conforme dados estatísticos da Associação Brasileira das Empresas Distribuidoras de Gás Canalizado (ABEGAS (a), 2011), o setor industrial costuma representar a média de 60% do volume de gás natural comercializado. No mês de setembro de 2011, o consumo médio diário foi de 48 milhões de m³. Os segmentos residencial e comercial são os que mais crescem segundo dados da própria ABEGAS.

No mês de agosto de 2011, o setor residencial atingiu o volume de 1 milhão de m³/dia. A região Sudeste é a que mais consome o GN, sendo responsável por um consumo de 65% (variando de 59% a 68%) do montante. A região Nordeste é segunda maior consumidora, com média em torno de 20%. As regiões Sul, Centro-Oeste e Norte apresentam os consumos mais baixos, tendo médias em torno de 10%, 0,6% a 1,0%, e 4,4%, respectivamente.

Conforme informações do Balanço Energético (BEN, 2011), o setor industrial consumiu 10,49 bilhões de m³ de GN no ano de 2010, o que representa 54,7% do consumo total de GN no referido ano (19,17 bilhões de m³). Neste setor destacam-se a indústria química, com consumo de 2,6 bilhões de m³ e a indústria de cerâmica, com montante de 1,3 bilhões de m³. Os gráficos da Figura 4.9 apresentam o perfil de consumo do GN, para o ano de 2010.

Figura 4.9 Perfil de consumo do GN no Brasil para o ano de 2010

Fonte: (BEN, 2011, elaboração própria)

Um dos maiores problemas do Brasil, com relação ao gás natural, é o grande volume que é queimado e ventado anualmente. Só no ano de 2010, foi registrada perda de 2,42 bilhões de m^3 . Para o período compreendido entre os anos de 2001 a 2010, o montante foi de 2,16 milhões de m^3 , e a somatória deste período corresponde a 22,15 milhões de m^3 .

O gráfico da Figura 4.10 apresenta os volumes de GN importado e queimado para o período de 2001 a 2010 e também, um comparativo através da relação entre volume queimado por volume importado no mesmo período de análise, e o volume de GN reinjetado ao longo destes anos.

A reinjeção do GN é um processo que visa aumentar a quantidade de óleo extraída de um poço de petróleo, em sua fase de produção. É conhecida como uma técnica de recuperação primária de um poço, visando o aumento de sua produtividade.

O Estado que apresenta maior quantidade de GN reinjetado é o Amazonas, mais precisamente na Bacia de Urucu. A média brasileira de reinjeção para o período de 2001 a 2010 foi de 3,56 bilhões de m^3 , e a média do Amazonas foi de 2,63 bilhões de m^3 , para o mesmo período.

É notado que a queima e perda mantêm-se razoavelmente constante neste período. O intuito de fazer esta relação é para que seja possível, visualizar o quanto o Brasil, realmente, perde com este problema.

Figura 4.10 Comparativo entre perda e queima, importação e relação entre queima / importação e volume de GN reinjetado

Fonte: (ANP, 2011; elaboração própria)

No Brasil, o Amazonas é o estado que apresenta maior quantidade de gás queimado e / ou perdido (liberado para a atmosfera), quando se trata de exploração *onshore*. Já o estado do Rio de Janeiro é o que registra maiores volumes queimados e / ou perdidos na operação *offshore*.

Para o período compreendido entre 2001 a 2010, o recorde registrado pelo estado do Rio de Janeiro foi em 2009, com o volume total de 2,76 bilhões/m³ (média do período é de 1,47 bilhões de m³). Nesta mesma análise, no Amazonas, o recorde foi em 2005, onde se registrou 907 milhões de m³ queimados e / ou perdidos (média do período é de 170 milhões de m³).

Outro problema muito sério relacionado, principalmente, à queima do gás ou a sua liberação *in natura* para o meio ambiente: emissão dos óxidos de carbono e do metano, ambos gases de efeito estufa.

5. BIOMASSA

5.1. Definição

Conforme o UNFCCC-CDM (2008), biomassa significa matéria orgânica não-fossilizada e biodegradável, que tenha sido originada a partir de plantas, animais e microorganismos. Também podem ser classificados como biomassa os produtos, subprodutos e resíduos orgânicos obtidos através da agricultura e silvicultura, bem como os produtos originados de indústrias relacionadas (exemplo: indústria de alimentos). Também devem ser incluídas nesta definição as frações orgânicas, não-fossilizadas e biodegradáveis que compuserem os resíduos industriais e os aterros sanitários; bem como as correntes gasosas e os líquidos originados através da decomposição dos materiais orgânicos não-fossilizados e biodegradáveis.

Já a Agência Nacional de Energia Elétrica (2005), define a biomassa do ponto de vista energético, de forma que seja possível a outorga de empreendimentos voltados para o setor elétrico. Biomassa é considerada todo recurso renovável oriundo de matéria orgânica (de origem vegetal e animal), que pode ser utilizada na produção de energia.

5.1.1. Classificação dos resíduos de biomassa

Segundo Cortez et al (2009), a biomassa, em termos de resíduo, pode ser dividida em cinco grupos:

- Resíduos vegetais: produzidos no campo, oriundos a partir das atividades de colheita dos produtos agrícolas.
- Resíduos sólidos urbanos: são aqueles obtidos dos resíduos domiciliares e dos resíduos comerciais.
- Resíduos industriais: são aqueles provenientes do beneficiamento de produtos agrícolas e florestais, do uso de carvão vegetal no setor siderúrgico de ferro-gusa e aço, e do gás de alto-forno a carvão vegetal.
- Resíduos animais: são aqueles oriundos da produção de excremento das criações.
- Resíduos florestais: são constituídos por todo aquele material deixado para trás na coleta da madeira, tanto em florestas e bosques naturais como também em áreas de reflorestamento. Estão também inclusas as serragens e aparas geradas no processamento da madeira.

Neste trabalho, a biomassa a ser estudada e analisada como insumo alternativo para a produção de combustíveis e derivados sintéticos é aquela inclusa nas categorias de resíduos vegetais, industriais e florestais.

Ressalta-se porém, que não serão realizados estudos com o bagaço da cana de açúcar, pois o mesmo é eficientemente utilizado pelas usinas sucroalcooleiras na produção de energia elétrica, através de sistema de co-geração, no qual ocorre a queima deste bagaço em caldeiras. Atualmente, os principais usos da biomassa são voltados para a produção de energia. No Brasil, a lenha ainda é muito utilizada para fornecer aquecimento e também na cocção de alimentos (fogão à lenha). Outro uso muito comum da lenha é na produção de carvão vegetal. Segundo dados do BEN (2007), no ano de 2006, foram produzidas 91,92 milhões de toneladas, das quais 41,7% foram destinadas à produção de carvão de vegetal, 29,05% para uso residencial e 20,4% para uso industrial.

Ainda não há no Brasil nenhuma forma de transformação da biomassa em produtos sintéticos. Os projetos de gaseificação encontram-se em fase de desenvolvimento, sendo a sua quase totalidade voltados à geração de energia elétrica.

A ANEEL (2005) cita dados da Agência Internacional de Energia (AIE) que indicam que, atualmente, 14% da energia produzida no mundo é oriunda de fontes renováveis, com previsão de que no prazo de aproximadamente 20 anos, cerca de 30% da energia consumida no mundo será proveniente de fontes renováveis.

Conforme Cortez et al (2009), os resíduos são a principal fonte para a geração de energia a partir de biomassa. Mesmo com muitas tentativas para estimar a produção e o uso dos resíduos globais, os resultados ainda apresentam grandes divergências, principalmente, pela existência dos diferentes usos alternativos, tais como a ração animal, o controle da erosão do solo, uso como adubos orgânicos, entre outros. Ressalta-se aqui que também há as dificuldades em se determinar o que é e o que não é um resíduo reutilizável para a obtenção de energia, e posteriormente, determinar a sua real disponibilidade.

A cana-de-açúcar é a matéria-prima de maior produção mundial de biomassa (bagaço), sendo, conforme dados da FAO (2009), o Brasil, o maior produtor, com cerca de 514 milhões de toneladas em 2007. A Índia ocupa o segundo lugar no *ranking* com 355,5 milhões de toneladas, e a China em terceiro lugar com 106,3 milhões de toneladas.

Outros produtos agrícolas cujos resíduos se destacam na produção de energia são o arroz, com produção mundial de 651,7 milhões de toneladas, a mandioca com 228,14 milhões de

toneladas, a soja com 216,14 milhões de toneladas e o algodão com 24,9 milhões de toneladas.

5.2. Panorama da agricultura brasileira

O Brasil é um país que se destaca pela sua grande capacidade de produção agrícola. No ano de 2007⁹, foram produzidas 688,83 milhões de toneladas de produtos agrícolas, 1.876 milhões de frutos (abacaxi e coco)¹⁰, conforme informações disponíveis no *site* do Ministério da Agricultura.

Confirmando a vocação do país como produtor agrícola, a área total plantada cresceu 25% no período compreendido entre 1996 e 2007, saltando de 45.734 mil hectares para 60.397 mil hectares (Figura 5.1).

Figura 5.1 Evolução da Agricultura através da Área Plantada e Produção para o período entre 1996 a 2007

Fonte: (CONAB, 2008; adaptação própria)

Conforme dados da Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2011), durante este período, a soja foi o produto que mais expandiu no quesito de área plantada, saltando de 11.381,3 hectares para 20.686,7 hectares em 2007, valor que corresponde a um aumento de 44,98%. Em termos de volume de produção, a safra 1996/1997 da soja foi de 26,16 milhões

⁹ O Ministério da Agricultura não dispõe de dados atualizados para os anos de 2006 e 2007, sendo estes valores apenas estimativos. Justifica-se, então, que os dados deste órgão foram utilizados apenas para um panorama do setor no país. Para dados individuais de safras, área plantada e produtividade foram utilizados dados da CONAB, exceto para a mandioca.

¹⁰ O Ministério da Agricultura separa os frutos, abacaxi e coco, em seus levantamentos estatísticos. Os demais produtos são computados em toneladas.

de toneladas, e após o período de dez anos a produção total foi de 58,39 milhões de toneladas, representando um crescimento de 55,2%, para o intervalo de tempo considerado.

Conforme os dados do Ministério da Agricultura (2007), 71,44% corresponderam apenas ao montante de 489,96 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, ocupando uma área plantada de 6,56 milhões de hectares.

5.2.1. Soja

Segundo dados da Food and Agriculture Organization of United Nations (FAO¹¹, 2009), o Brasil é o segundo maior produtor de soja do mundo, registrando para o ano de 2007 uma safra de 57,86 milhões de toneladas (Mt), seguido por Argentina e China, com 47,48 Mt e 13,8 Mt, respectivamente. O posto de maior produtor ficou com os Estados Unidos cuja produção foi de 72,86 milhões de toneladas. A produtividade média da soja no Brasil é de 2.823 kg/ha, chegando a atingir 3.000 kg/ha no Mato Grosso, maior Estado produtor, conforme dados da EMPRAPA SOJA¹².

5.2.1.1. Soja em números no Brasil e no mundo

Conforme dados estatísticos obtidos na EMBRAPA SOJA (2010), os números referentes à safra 2007/2008, apontam que a produção mundial de soja foi de 220,9 milhões de toneladas, ocupando uma área plantada de 90,8 milhões de hectares. A América do Sul respondeu por 52,69% da produção, equivalente a 116,4 milhões de toneladas com 41,7 milhões de hectares plantados, e uma produtividade média de 2.762 kg/ha. O gráfico da Figura 5.2 apresenta a distribuição da produção de soja nos principais países da América do Sul, cujo total equivale a 113, 57 milhões de toneladas.

¹¹ Dados obtidos em 2009, referentes a safra de 2007

¹² Dados disponíveis em: <http://www.cnpso.embrapa.br>

Figura 5.2 Distribuição da produção de soja dentre os principais países produtores da América do Sul no ano de 2007

Fonte: (FAO, 2009; elaboração própria)

No Brasil, conforme dados da CONAB (2011), o crescimento da produção de soja atingiu níveis muito elevados, principalmente, quando se analisam dados correspondentes às safras de 1996/97 e 2006/07. A área plantada aumentou 44,98%, enquanto a produção registrou aumento de 55,20%.

Um fator muito importante no crescimento da produção está diretamente relacionado ao índice de produtividade da cultura, ou seja, o quanto esta cultura rende por hectare plantado. Quanto maior este índice, maior a produção de soja, sem que seja necessária uma expansão agressiva da área cultivada.

Na safra de 1996/97, o índice médio de produtividade da soja foi de 2.299 kg/ha. Na safra de 2006/07, este índice atingiu valor médio de 2.823 kg/ha, representando um crescimento de 18,56%, no período analisado. A Figura 5.3 apresenta a evolução da área plantada e da produção de soja, enquanto a Figura 5.4 apresenta o crescimento do índice médio de produtividade da soja.

Figura 5.3 Evolução da área plantada e da produção de soja entre as safras de 1996/7 até 2009/10

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

Figura 5.4 Evolução da produtividade da soja entre as safras de 1996/7 a 2009/10

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

Segundo Cortez et al (2009), o coeficiente que calcula a quantidade de resíduos de biomassa, originados na colheita e manuseio da soja, equivale a 155% do peso líquido produzido. Através do gráfico na Figura 5.5 pode-se avaliar a quantidade de resíduo gerado em cada safra da soja.

Figura 5.5 Geração de resíduos da soja, nas safras de 1996/7 até 2009/10

Fonte: (Elaboração própria)

Outro ponto a ser estudado, no intuito de avaliar a viabilidade do uso da biomassa proveniente da colheita da soja, diz respeito a sua disponibilidade, ou seja, identificar sua localização e sua

real possibilidade de uso. No caso da soja, não serão considerados resíduos provenientes da produção do óleo de soja, pois a torta resultante do esmagamento já é amplamente utilizada na produção de ração animal.

As regiões Sul e Centro-Oeste são as que mais se destacam no cenário nacional na produção de soja. Na safra de 2008/9, a região Centro-Oeste produziu 31,57 milhões de toneladas, e a região Sul foi responsável pelo montante de 25,64 milhões de toneladas. O gráfico da Figura 5.6 apresenta a distribuição da safra de 2009/10, entre as regiões produtoras e a Figura 5.7 mostra o mapa da soja para o ano de 2006/7.

Figura 5.6 Distribuição da safra de soja 2006/2007 entre as regiões brasileiras

Fonte: (Conab, 2009; adaptação própria)

Figura 5.7 Distribuição física da plantação de soja no Brasil

Fonte: (IBGE, arte gráfica site UOL)¹³

A análise da Figura 5.7 mostra que a questão logística (para a disponibilidade real do resíduo da soja a ser utilizado como insumo na produção de combustíveis e derivados sintéticos) não

¹³ Imagem disponível em: <http://noticias.uol.com.br/ultnot/2008/04/29/ult23u2012.jhtm>

será tão crítica. Mesmo com as grandes plantações de soja estando espalhadas por vários estados brasileiros, através do mapa é possível traçar uma linha e escolher como ponto de concentração, para o recebimento da biomassa, o Estado do Mato Grosso do Sul (MS).

Em um primeiro momento, as regiões Norte e Nordeste não seriam consideradas, pois sua produção de soja ocorre de forma espalhada nos territórios de seus Estados, dificultando assim o recolhimento e transporte do resíduo resultante da colheita. Porém, esta ausência não será tão crítica, pois estas duas regiões, somadas, correspondem a 8,98% da produção nacional de soja. Mas, é necessário considerar que nem todo o resíduo, gerado na colheita da soja, estará disponível como biomassa a ser utilizada para a gaseificação, pois é sabido que parte desta biomassa é espalhada pela área da plantação como medida para preservar o solo de exposição ao sol e da perda de nutrientes.

5.2.2. Arroz

Considerado como um dos principais alimentos da dieta do povo brasileiro, o arroz representa 1,79% da produção agrícola total (CONAB, 2011).

5.2.2.1. Arroz em números no Brasil e no mundo

Conforme dados da FAO (2009), o Brasil é o maior produtor de arroz da América do Sul, com 63,88% da produção, quando considerados os maiores produtores do continente, cujo montante em 2007 foi de 17,31 milhões de toneladas. A Figura 5.8 apresenta a distribuição entre os países produtores. Porém, quando comparado aos principais produtores mundiais, o Brasil figura em 20º posição. A China é a maior produtora com 187,40 milhões de toneladas, seguida por Índia e Indonésia com 144,57 e 57,16 milhões de toneladas, respectivamente.

Figura 5.8 Distribuição da produção de arroz na América do Sul, em 2007

Fonte: (FAO, 2009; adaptação própria)

Quanto aos dados referentes ao cenário nacional, tem-se um aumento de 18,81% na safra, quando comparados os dados de 1996/97 (9,52 milhões de toneladas) e 2006/07 (11,3 milhões de toneladas). Por outro lado, a área plantada foi reduzida. Para o mesmo período de análise, a queda foi de 15,1%, reduzindo de 3.494 mil hectares, para 2.967 mil hectares. Porém, tal queda deve ser interpretada de maneira positiva, pois esta redução só ocorreu em virtude do grande aumento da produtividade do arroz. Para este período de dez anos, registra-se um aumento de 39,87%, saltando de 2.726 kg/ha para 3.813 kg/ha.

Mas estes dados referem-se à média nacional, pois como o Estado do Rio Grande do Sul é o maior produtor brasileiro, sendo responsável por 56,73% da produção nacional na safra 2006/07. A produtividade do arroz, no Rio Grande do Sul, é outro ponto importante a ser destacado, pois seu valor é quase que 50% acima da média nacional. A Tabela 5.1 aponta os dados relacionados a esta cultura, bem como um comparativo entre as safras de 1996/97 e 2006/07, e também o comparativo entre 2006/7 e 2009/10. O gráfico da Figura 5.9 aponta a evolução dos parâmetros área plantada, produtividade e produção do arroz para as safras de 1996/7 até 2009/10.

Tabela 5.1 Dados e comparativos da cultura de arroz no Rio Grande do Sul

Rio Grande do Sul	Produção (mil ton)	Área Plantada (mil ha)	Produtividade (kg/ha)
1996/97	4.160	779	5.340
2006/07	6.419	954	6.726
Variação	54,30%	22,50%	25,96%
2009/10	8.547	1.270	6.728
Variação	33,15%	33,12%	0,03%

Fonte: CONAB, 2011; adaptação própria

Figura 5.9 Evolução das safras do arroz

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

Conforme Amato (2002), a casca de arroz possui um alto potencial energético, visto que 500kg de casca, cujo PCI é de 3.200kcal/kg, equivalem a um barril equivalente de petróleo (bep). Há, também, o fator de a casca estar disponível o ano inteiro, pois a melhor forma de se estocar o arroz, de modo a manter suas características, ocorre através da manutenção de sua casca. O gráfico da Figura 5.10 apresenta a produção de resíduos originados das safras de arroz, bem como um comparativo entre a geração de resíduos do Brasil e da região sul.

Figura 5.10 Simulação da produção de resíduos da safra do arroz no Brasil e no Rio Grande do Sul

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

Esta disponibilidade torna ainda mais atrativa a utilização da casca do arroz para fins energéticos. Conforme Cortez et al (2009), o arroz apresenta um coeficiente de produção de biomassa de 28,24%. Com base neste valor, tem-se que apenas na safra de 2006/07, no estado do Rio Grande do Sul, a produção de biomassa resultante foi de 1,81 milhões de toneladas, o equivalente a 3,62 milhões de bep.

Muitas indústrias de beneficiamento de arroz acabam por utilizar a palha para a geração de energia, através de sua queima, considerando-se o poder calorífico e a baixíssima umidade que proporciona um alto rendimento na queima. A Figura 5.11 mostra a distribuição regional da produção de arroz no Brasil, referente a safra 2009/10.

Figura 5.11 Distribuição regional da safra de arroz de 2009/10

Fonte: (CONAB, 2011; elaboração própria)

5.2.3. Milho

O milho é um dos alimentos mais importantes produzidos no Brasil. É utilizado tanto nas indústrias de alimento, quanto para a produção de ração animal.

5.2.3.1. Milho em números no Brasil e no Mundo

Conforme EMBRAPA (2010), a importância do milho é caracterizada pelas suas diversas formas de utilização. Como exemplo, pode-se citar que a aplicação do milho como grão na alimentação animal está em torno de 70% no mundo. Nos Estados Unidos este valor está na faixa de 50%, enquanto no Brasil atinge 80%.

O Brasil é o terceiro maior produtor mundial de milho, conforme pode ser observado na Tabela 5.2, e embora apresente uma considerável produtividade, tendo como média nacional na safra de 2006/2007, o valor de 3.282 kg/ha, ainda fica muito distante de países como Estados Unidos cuja produtividade apresenta-se em torno de 8.500 kg/ha. O principal motivo para que exista tal discrepância de valores é a utilização de sementes transgênicas, na maioria das plantações. Há também fortes pesquisas na área de biotecnologia (SOLOGUREN, 2010). A Figura 5.12 apresenta o mapa das principais regiões produtoras de milho.

Tabela 5.2 Maiores produtores mundiais de milho

País	Safra (10 ⁶ ton)
Estados Unidos	332,1
China	151,9
Brasil	51,6
México	22,5
Argentina	21,76
Índia	16,7
França	13,11
Indonésia	12,39
Hungria	8,4
Nigéria	7,8

Fonte: FAO, 2010; adaptação própria

Figura 5.12 Evolução das principais regiões produtoras de milho no mundo
(Fonte: CIB, 2010)

Um dos principais destinos do milho, nos Estados Unidos, é a produção de etanol. Segundo dados do CIB (2010), no ano comercial de 2008/09, 93,4 milhões de toneladas foram

destinadas a esta finalidade. Tal montante representou um aumento de 20,6% do total consumido no ano comercial anterior (2007/08). A previsão é: da safra total de 334,1 milhões de toneladas do ano comercial 2009/10, um montante de 31,9% seja destinado à produção de etanol, ou seja, 106,7 milhões de toneladas, um aumento de 14% em referência ao ano comercial anterior.

Já no Brasil, o último Censo voltado à área de agronegócios foi realizado em 2002, e indica que o setor que apresentava maior consumo era o da avicultura, com 36,4% do total da safra do referido ano¹⁴. A suinocultura consumiu 23,4%, a indústria alimentícia 11,1% e o consumo humano foi de apenas 3,9%. O gráfico da Figura 5.13 apresenta a evolução dos dados relacionados à cultura do milho como produtividade, safra e área plantada. Já a Figura 5.14 apresenta a divisão da safra de 2007/08 entre as regiões produtoras.

Figura 5.13: Panorama da produção, produtividade e área plantada do milho entre as safras de 1996/7 a 2009/10.

FONTE: (CONAB, 2011; adaptação própria)

¹⁴ Safra de milho de 2002 foi de 38,211 milhões de toneladas.

Figura 5.14 Regiões produtoras de milho, safra 2009/10

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

Assim como as demais culturas discutidas neste capítulo, o milho também apresenta crescimento, quando se analisa um período de tempo, entre 1998/99 a 2008/09. Para a safra de 2008/09, registrou-se um crescimento de 36,48%, sendo a região Centro-Oeste a que mais cresceu. O gráfico da Figura 5.15 apresenta a quantidade de resíduos produzida ao longo deste período.

Figura 5.15 Geração de resíduos da colheita do milho, no Brasil no período de 1996/7 a 2009/10

Fonte: (CONAB, 2011; adaptação própria)

A área plantada, na média geral, apresentou aumento de apenas 11,7%, porém a região Sudeste e a região Norte apresentaram queda de 15,98% e 27,73%, respectivamente. O maior aumento foi registrado, novamente, na região Centro-Oeste: 44,96%. Por fim, no quesito produtividade, todas as regiões brasileiras apresentaram aumento, tendo 29,90% como média nacional. Mesmo com todos os dados positivos da região Centro-Oeste, a região Sul do Brasil

ainda lidera em todos os parâmetros analisados para a cultura do milho. Seus dados para o período de 2008/09 foram: safra de 18,61 milhões de toneladas, área plantada de 4,84 milhões de hectares e produtividade de 3.847 kg/ha.

5.3. Biomassa como fonte de energia

Conforme já apresentado no início deste capítulo, a biomassa sempre esteve associada a energia, sendo grande responsável por esta associação, o uso da madeira como energético. Considera-se também que a biomassa é uma das fontes de energia, que apresenta maior possibilidade de crescimento nos próximos anos.

A principal razão para este futuro promissor está apoiada na sua diversificação de uso. Através da biomassa pode-se produzir o etanol. No caso do Brasil, o etanol é produzido através da fermentação do caldo extraído da cana-de-açúcar. É possível também a obtenção de biodiesel, através de plantas oleaginosas como soja, mamona, amendoim, pinhão manso, entre outras.

Figura 5.16 Comparativo entre fontes de energia nos anos de 1973 e 2006

Fonte: (EIA, 2009; adaptação própria)

Conforme o gráfico da Figura 5.16, pode-se observar que, mesmo a biomassa sendo a grande fonte promissora de energia, o seu uso tem sido pouco expressivo na matriz energética mundial.

Os resíduos da biomassa também apresentam outras formas de utilização. A mais comum é a voltada à produção de energia elétrica. No Brasil, queima-se o bagaço e a palha da cana de açúcar, bem como da casca do arroz. Neste último caso, as usinas de beneficiamento do arroz utilizam a casca para produzir energia térmica ou elétrica para consumo próprio, sendo a

térmica a mais usual. No caso da energia elétrica, gerada pelo setor sucro-alcooleiro é destinada ao próprio consumo e o excedente “exportado” para o sistema elétrico brasileiro. A Figura 5.17 apresenta as possíveis rotas de utilização da biomassa para a produção de energia.

Figura 5.17 – Rotas possíveis de energia a partir da biomassa

Fonte: (ANEEL, 2005)

Conforme ANEEL (2008), os principais fatores para a atual precariedade de informações oficiais sobre o uso da biomassa para fins energéticos são: energético tradicionalmente utilizado em países e em setores menos desenvolvidos; o uso da biomassa para fins energéticos é indevidamente associado a problemas de desflorestamento e desertificação.

Outro ponto que acaba dificultando o uso da biomassa como fonte de energia, conforme ANEEL (2010), é o seu conteúdo energético relativamente pouco “denso” espacialmente, o que exige coleta e transporte para concentrar o insumo. Tais operações acabam por encarecer o energético.

A maior utilização da biomassa, atualmente, para a geração de energia, é voltada para a obtenção de energia elétrica a partir da sua queima, consequente produção de vapor, que acionará as turbinas, produzindo então energia para a rede.

No Brasil, conforme ANEEL (2011), em novembro de 2011, havia 422 termelétricas à biomassa em operação, correspondendo a um total de 8.732 MW instalados. A cana de açúcar é responsável pela geração de 80,37% do total produzido através de 342 usinas. O licor negro é a segunda biomassa que mais gera energia elétrica, correspondendo a 1.245 MW gerados em 14 usinas, equivalente a 14,26% do total gerado através de biomassa no Brasil. O gráfico da Figura 5.18 apresenta o perfil das demais termelétricas brasileiras que utilizam biomassa como insumo energético.

Figura 5.18 Perfil parcial das termelétricas brasileiras que utilizam biomassa

Fonte: (ANEEL, 2011; adaptação própria)

O quadro da Figura 5.19 apresenta um resumo de todas as térmicas à biomassa que se encontravam em operação, no mês de novembro de 2011, conforme informações da ANEEL. A cana-de-açúcar é predominante no estado de São Paulo, enquanto que Minas Gerais aparece como a segunda maior produtora de energia elétrica através do bagaço da cana-de-açúcar. Por fim, é importante observar que a casca do arroz também é amplamente utilizada como fonte geradora de energia elétrica, principalmente nos estados onde há sua plantação. Este fato é importante, pois haveria um concorrente direto na utilização da casca de arroz na produção de combustíveis e derivados sintéticos.

Térmicas Licor Negro (Operação)			Térmicas Cana de Açúcar (Operação)			Térmicas Capim Elefante (Operação)		
Localização	Quantidade	Capacidade (kW)	Localização	Quantidade	Capacidade (kW)	Localização	Quantidade	Capacidade (kW)
PA	1	55.000	PA	2	6.894	BA	1	30.000
BA	3	449.200	RN	2	57.000	AP	1	1.700
MS	1	163.200	PB	3	55.200	Total	2	31.700
ES	1	210.400	BA	1	14.000			
MG	1	89.421	PI	1	8.800			
SP	2	41.200	SE	3	31.900			
PR	1	113.250	AL	19	202.362			
SC	3	76.527	PE	19	279.710			
RS	1	47.000	GO	20	547.880			
Total	14	1.245.198	MT	6	66.832			
			MS	20	573.459			
			ES	5	31.100			
			MG	34	855.880			
			SP	184	3.890.728			
			PR	20	349.800			
			SC	3	11.070			
			Total	342	6.982.615			
Térmicas Resíduos Madeira (Operação)			Térmicas Biogás (Operação)			Térmicas Carvão Vegetal (Operação)		
Localização	Quantidade	Capacidade (kW)	Localização	Quantidade	Capacidade (kW)	Localização	Quantidade	Capacidade (kW)
AC	1	1.500	BA	1	19.730	MA	3	25.200
AM	1	9.000	MG	3	7.480	Total	3	25.200
RR	1	4.800	SP	4	43.090			
PA	4	2.760	PR	6	490			
MT	4	17.200	Total	14	70.790			
GO	1	5.000						
MG	2	26.000						
SP	3	81.307						
PR	9	67.710						
SC	9	89.850						
RS	2	11.800						
Total	37	316.927						
Térmicas Óleo Palmiste (Operação)			Térmicas Casca de Arroz (Operação)					
Localização	Quantidade	Capacidade (kW)	Localização	Quantidade	Capacidade (kW)			
PA	2	4.350	RS	4	15.540			
Total	2	4.350	SC	1	1.200			
			MT	1	1.200			
			RO	1	2.288			
			Total	7	20.228			

Figura 5.19 Quadro resumo das térmicas em operação no Brasil, separados por tipo de biomassa utilizada como combustível

Fonte: (ANEEL, 2011; adaptação própria)

Terminando a análise de plantas térmicas movidas à biomassa, tem-se que a Tabela 5.3 apresenta as usinas que, atualmente, encontram-se em construção, sendo um total de 25 unidades, que gerarão 1,16 milhões de kW, bem como as usinas que se encontram outorgadas pela Agência, cuja construção começará em breve. As usinas em outorga somam 53 unidades, que gerarão um total de 2,04 milhões de kW. O total geral destas usinas será de 3,20 milhões de kW, o que representa 36% do total que atualmente é gerado.

Tabela 5.3 Plantas térmicas em construção e outorgadas

Centrais em Construção e Outorgadas Por Combustível			
Usina	Capacidade	Quantidade	Status
Resíduos de Madeira	43.200	3	Construção
Bagaço Cana de Açúcar	1.074.928	20	Construção
Casca de Arroz	3.825	1	Construção
Capim Elefante	34.000	1	Construção
Total Operação	1.155.953	25	
Resíduos de Madeira	105.427	10	Outorga
Bagaço Cana de Açúcar	1.552.492	29	Outorga
Casca de Arroz	8.000	1	Outorga
Licor Negro	284.400	3	Outorga
Biogás	42.246	6	Outorga
Carvão Vegetal	2.000	1	Outorga
Capim Elefante	49.520	3	Outorga
Total Outorgada	2.044.085	53	
Total Geral	3.200.038	78	

Fonte: ANEEL, 2011; adaptação própria

6. CARVÃO

6.1. História do carvão no Brasil

A história do carvão mineral no Brasil teve início em 1795, quando os técnicos responsáveis pela construção das estradas de ferro no país, na região do baixo Jacui, Rio Grande do Sul, notaram a ocorrência deste recurso natural. Em 1801, houve a informação da presença de carvão mineral na região de Candiota, próxima à fronteira com o Uruguai. A mineração no Brasil teve início na metade do século XIX através de operários ingleses. O imperador D. Pedro II inaugurou uma mina de carvão localizada em Arroio dos Ratos, batizando-a de Princesa Isabel (GOMES et al, 1998).

Até a Segunda Guerra Mundial, o processo de mineração do carvão era extremamente primitivo, não se podia nem ao menos denominar tal atividade como indústria do carvão. Porém, com a 2ª G.M., surgiu uma grande demanda pelo energético, fator responsável pela modernização do processo, bem como pelo início da qualificação de profissionais. (GOMES et al, 1998).

Mas, ainda assim, o processo de extração continuava sendo uma atividade extremamente perigosa e, normalmente exercida por pessoas de baixíssima qualificação profissional. Atualmente, o processo é mais seguro e exige que os profissionais apresentem determinadas qualificações para que possam atuar na extração do carvão.

No Brasil, desde a 2ª G.M., até meados de 1990, a região sul-catarinense ocupou lugar de destaque, tanto no volume de produção quanto em números e na mecanização de minas. Porém, foi em meados da década de 1990, durante o governo de Fernando Collor de Mello (1990-1992), com a desregulamentação da obrigatoriedade de compra de carvão mineral nacional pelas indústrias siderúrgicas, que a indústria do carvão sofreu um grande impacto, associado a uma queda significativa no consumo interno. (GOMES et al, 1998).

Com a crise de abastecimento interno, que gerou o apagão em 2002, houve uma retomada do consumo interno de carvão mineral, devido ao crescimento das usinas termelétricas abastecidas pelo energético.

Atualmente, com as recentes pesquisas desenvolvidas pelas universidades da região Sul do Brasil, há uma tendência no aumento da produção e consumo de carvão mineral, principalmente, aqueles destinados ao processo de gaseificação para a produção de combustíveis e derivados sintéticos.

O aprimoramento e a solidificação do procedimento tecnológico, conhecido como Clean Coal Technology (CCT – Tecnologia do Carvão Limpo), tem permitido, também, a expansão deste setor, pois permite que o carvão seja utilizado sem que ocorram os já conhecidos problemas ambientais relacionados, principalmente, à fumaça e aos materiais particulados expelidos durante o processo de queima.

6.2. História do carvão no mundo

Conforme dados do WCI (2006), há relatos que indicam que o carvão foi utilizado, comercialmente, pela primeira vez na China. Relatos apontam a existência e a exploração de uma mina no nordeste deste país. O carvão era extraído e utilizado na fundição do cobre, para fabricação de objetos e também de moedas, cerca de 1000 anos A.C.

Já a primeira referência ao carvão foi feita pelo filósofo grego Aristóteles que se referia ao carvão mineral como uma rocha. Cinzas deste combustível fóssil foram encontradas na Inglaterra, ao redor das antigas construções do Império Romano indicando a possível utilização do carvão como fonte de energia. Registros da Idade Média apontam para a existência de um comércio internacional de carvão entre a Inglaterra e a Bélgica. O minério era explorado na costa inglesa e transportado através de embarcações marítimas para a Bélgica (WCI, 2006 e MILLER, 2005).

Porém, foi durante a Revolução Industrial (RI), nos séculos XVIII e XIX, que a demanda por carvão, realmente se deu de modo significativo. Em 1769, James Watt aprimorou e patenteou o motor a vapor, responsável pelo salto tecnológico vivenciado pela Inglaterra.

Pode-se concluir que o desenvolvimento da atividade de mineração e uso do carvão está intrinsecamente ligado à RI. A produção de ferro e aço, a construção de composições ferroviárias e também de barcos a vapor, foram impulsionadas pelo carvão.

No século XIX, através do desenvolvimento do processo de gaseificação, uma corrente gasosa composta principalmente de CO e H₂ era obtida. O carvão mineral passou a ser utilizado para a iluminação pública e mais adiante para a iluminação residencial. Tal aplicação difundiu-se amplamente na capital inglesa, e posteriormente no mundo (MILLER, 2005 e WCI, 2006).

Com o desenvolvimento da energia elétrica, o carvão passou a ser extremamente relacionado à eletricidade. A primeira estação de geração de energia, produzida pelo carvão, foi desenvolvida por Thomas Edison, e entrou em operação em 1882, na cidade de Nova York, Estados Unidos sendo responsável pelo fornecimento de eletricidade às residências (MILLER, 2005).

Na década de 1960, o petróleo, finalmente, ultrapassou o carvão como fonte de energia primária. Este marco ocorreu, principalmente, devido à evolução do setor de transporte, no qual derivados de petróleo eram utilizados como combustível. Outras vantagens do petróleo em relação ao carvão estão relacionadas ao conteúdo energético, facilidade de transporte, através de dutos, armazenamento e eficiência. Nos processos industriais, o carvão foi substituído pelo óleo diesel, principalmente no quesito geração de vapor. Recentemente, algumas indústrias optaram por substituir o diesel pelo gás natural.

Porém, mesmo com todas estas barreiras e concorrências energéticas, o carvão continua sendo a fonte de energia primária mais utilizada mundialmente, o que corresponde a parcela de 41% do total de fontes primárias mundiais, conforme dados da Agência Internacional de Energia (IEA, 2010).

Atualmente, o carvão é utilizado em 64% do total de aço fabricado mundialmente. O restante da produção é originado a partir da reciclagem do aço.

6.3. Definições

Conforme Miller (2005), a definição mais global e mais aceita sobre carvão foi dada por Van Krevelen: “O carvão é uma rocha, um sedimento, um conglomerado, uma combinação biológica de fósseis, um complexo sistema coloidal, um enigma da física em estado sólido e um intrigante elemento para as análises químicas e físicas.” O mesmo autor apresenta uma definição mais simples e objetiva do carvão: “É um material física e quimicamente heterogêneo, uma rocha sedimentar, composta tanto por materiais orgânicos quanto inorgânicos. O primeiro grupo é constituído basicamente por carbono, hidrogênio, oxigênio, além de pequenas frações de compostos sulfurosos e nitrogênio. O segundo grupo, os inorgânicos, são as cinzas, que apresentam uma infinidade de tipos, que estão distribuídas internamente ao longo do carvão. Estas podem estar presentes de forma infinitesimal, como também em grandes quantidades. A quantidade de cinzas é um importante parâmetro para a classificação do carvão, além de influenciar na aplicabilidade do mesmo”.

Borba (2001) considera o carvão como um combustível fóssil sólido formado a partir de matéria orgânica de vegetais depositados em bacias sedimentares. Através da ação da temperatura e pressão ocorrida em ambientes na ausência de oxigênio, em decorrência do soterramento e da atividade orogênica, os restos vegetais, ao longo do tempo, começaram a se solidificar, perdendo oxigênio e hidrogênio, e enriquecendo-se de carbono. A este processo dá-se o nome de carbonificação.

Conforme Miller (2005), há duas principais teorias que explicam a formação do carvão. A primeira – a Teoria do Carvão Nativo – explica a origem e a formação da maior parte das reservas conhecidas atualmente. A segunda, denominada Teoria do Material Vegetal Migrante, trata das reservas de carvão formadas através do deslocamento do material em decomposição ou não através da água.

6.3.1. Teoria do carvão nativo

Explica as reservas de carvão formadas *in situ*, ou seja, no local onde a vegetação nasceu, cresceu e se decompôs. Os locais onde as plantas se decompõem são denominados depósitos autóctones. Segundo esta teoria, o início de muitos destes depósitos ocorreu através da formação de uma fina camada de turfa, onde havia a junção de água parada com detritos de vegetação. Nesta região, as plantas tendem a crescer e se desenvolver por muitos e muitos anos, e quando se decompõem, vão para o fundo do pântano. Após um longo período, os pântanos submergem e são recobertos por uma camada de depósito sedimentar, e uma futura nova reserva de carvão será formada. Quando este ciclo é repetido ao longo de centenas de milhares de anos, novas faixas de carvão vão sendo adicionadas à reserva. Estes ciclos de acumulação e depósito dos detritos são seguidos por processos diagenéticos¹⁵ e tectônicos, e dependeram de fatores externos como temperatura, tempo e forças externas, para que o carvão tenha suas características definidas.

6.3.2. Teoria do material vegetal migrante

Uma grande parcela das reservas de carvão mineral encontrada no mundo pode ser explicada através da teoria do carvão nativo. Porém, há algumas reservas, cujas características do carvão presente não correspondem ao seu local atual. A teoria do material vegetal migrante foi então desenvolvida visando explicar a origem destas reservas. Determinadas reservas foram formadas a partir do arraste de vários materiais orgânicos, através da ação das águas, e depositados no fundo de mares e lagos. Com o passar dos anos formaram-se estratos, com as várias camadas de vegetais trazidas pela água. O processo é finalizado com as ações da

¹⁵ Diagenéticos ou diagênese é definido de maneira ampla como a série de mudanças que ocorrem nas características e na composição dos sedimentos, desde o momento de sua deposição até que o material resultante (rocha) seja submetido ao metamorfismo ou fica exposto aos efeitos dos agentes atmosféricos do intemperismo (MILLER, 2005).

pressão e temperatura que transformam os estratos em rochas sólidas. A Figura 6.1 mostra o ciclo de formação do carvão.

Figura 6.1 Ciclo de formação do carvão

Fonte: (Miller, 2005; adaptação própria)

6.3.3. Carbonificação

Conforme apresentado no item 6.1, este processo é o enriquecimento de carbono e perda de O_2 e H_2 , sofrida pela matéria vegetal decomposta ao longo de milhões de anos. Conforme Borba (2007), quanto maior a pressão e a temperatura a que a camada de matéria vegetal foi submetida, e quanto maior o tempo de duração do processo, mais alto é o grau de carbonificação atingido ou *rank*. O estágio mínimo ideal para a utilização do carvão na atividade industrial é o linhito (BORBA, 2007)

6.4. Classificação do carvão

6.4.1. Rank

A classificação do carvão através do *rank* é a sua divisão de acordo com o estágio de carbonificação atingido, ou seja: turfa → sapropelito → linhito → carvão sub-betuminoso → carvão betuminoso → antracito.

6.4.2. Grade

Outro índice qualitativo utilizado para a classificação do carvão é o *grade* que mede de forma inversamente proporcional, o percentual em massa de matéria mineral incombustível (cinzas) presente na camada carbonífera. Desta forma um carvão que possua um baixo *grade* apresenta um alto teor de cinzas, é considerado de baixa qualidade.

6.5. Tipos de carvão

6.5.1. Carvão negro (*Black Coal*)

É assim denominado devido a sua cor, pode ter aparência brilhante ou opaca, apresenta alta densidade energética e quando comparado ao *brown coal*, apresenta baixo grau de umidade. É um dos carvões mais negociados mundialmente, sendo a Austrália grande exportadora, principalmente para mercados como Japão, América do Norte, Europa e Sudeste Asiático. Sua principal aplicação é na geração de energia elétrica. Quando utilizado para esta finalidade é classificado como *steam coal*.

O carvão negro pode ser utilizado sem qualquer tratamento prévio. Porém, dependendo da aplicação recomenda-se a lavagem (para a remoção de impurezas minerais), seguida pela britagem. O processo de lavagem visa a remoção de demais impurezas minerais. No processo de lavagem, o carvão é colocado em um líquido de maior densidade que faz com que este flutue e seja separado das impurezas que afundam. O processo reduz a quantidade de cinzas geradas na queima. A britagem visa à redução da granulometria das pedras.

6.5.2. Carvão pardo (*Brown Coal*)

Muitas vezes também chamado de lignita. É considerado um material macio e quando comparado ao carvão negro, apresenta apenas $\frac{1}{4}$ de seu poder calorífico, possui uma menor quantidade de carbono e maior teor de umidade. Este tipo de carvão também pode ser utilizado na geração de energia elétrica, porém recomenda-se que a planta esteja localizada próxima à área de mineração. Também pode ser britado e então utilizado em sistemas de cocção e aquecimento doméstico. Conforme o Australian Mines Atlas (2010), este tipo de carvão é o ideal para a produção do denominado *water gas*, o qual se destina a produção de amônia, metanol e derivados sintéticos.

6.5.3. Carvão metalúrgico (*Coke coal, metallurgical coal*)

Possuem propriedades para utilização na produção de ferro e aço.

6.5.4. *Hard coal*

São todos aqueles carvões que não são classificados como *coking coals* (exemplo: antracito).

6.5.5. *Commercial solid fuel*

São outros tipos de carvão que são comercializados, excetuando-se o carvão metalúrgico, sendo eles, betuminoso e antracito (*hard coal*), linhito e pardo. A Tabela 6.1 apresenta a classificação do carvão.

Tabela 6.1 Tipos de Classificação do Carvão

Tipo de Carvão	Material Volatil	Carbono Fixo	Poder Calorífico	
			PCI	PCS
	m%	m%	Kcal/kg	
Antracito	< 8	> 92	8.598	8.831
Betuminoso	8 a 22	78 a 92	7.643	8.598
Sub-Betuminoso	22 a 27	73 a 78	6.688	7.643
Linhito (Pardo)	27 a 35	65 a 73	6.210	6.688

Fonte: HIGMAN e BURGT, 2007; adaptação própria

6.6. Reservas de carvão

6.6.1. Panorama nacional

Segundo dados do Anuário de Produção Mineral¹⁶ (2006), publicação oficial do Departamento Nacional de Produção Mineral (DNPM), as principais reservas de carvão mineral estão localizadas na região sul do Brasil, sendo principal destino a geração de energia elétrica com cerca de 95%. A Tabela 6.2 apresenta as características gerais do carvão energético no Brasil.

Tabela 6.2 Classificação e especificação do carvão energético brasileiro

Características	CE 6000	CE 5900	CE 5200	CE 4700	CE 4500	CE 4200	CE 3700	CE 3300	CE 3100
PCS base seca (kcal/kg)	5.700	5.900	5.200	4.700	4.500	4.200	3.700	3.150	2.950
Umidade Máxima (%)	15	20	10	19	10	19	15	17	15
Cinza Máxima (%)	25	22	35	35	43	40	47	54	57
Enxofre Máximo (%)	6,5	1,5	2,5	1,5	3,5	1,5	1,5	1,5	1,0

Fonte: LORA, 2004; adaptação própria

As reservas de carvão mineral recebem denominações diferentes das utilizadas para outros combustíveis fósseis como petróleo e gás natural. Conforme o DNPM (2006), estas são assim classificadas:

- a) Reserva Medida: “volume ou tonelagem de minério computado pelas dimensões reveladas em afloramentos, trincheiras, galerias, trabalhos subterrâneos e sondagens, sendo o teor determinado pelos resultados de amostragem pormenorizada devendo os pontos de inspeção, amostragem e medida estarem tão proximamente esparejados e o caráter geológico tão bem definido que as dimensões, a forma e o teor da substância mineral possam ser perfeitamente estabelecidos. A reserva computada deve ser rigorosamente determinada nos limites estabelecidos, os quais não devem apresentar variação superior a 20% (vinte por cento) da quantidade verdadeira”.
- b) Reserva Indicada: “volume ou tonelagem de minério computado a partir de medidas e amostras específicas, ou de dados da produção, e parcialmente por extrapolação até distância razoável, com base em evidências geológicas. As

¹⁶ Até dezembro de 2011, o Anuário Mineral de 2006, ano base 2005, foi a última publicação deste tipo realizada pelo DNPM.

reservas computadas são as aprovadas pelo DNPM nos Relatórios de Pesquisa e/ou reavaliação de reservas”.

- c) Reserva Inferida: “estimativa do volume ou tonelagem de minério calculada com base no conhecimento da geologia do depósito mineral, havendo pouco trabalho de pesquisa. Neste Anuário foi introduzido o conceito de reserva lavrável no intuito de dimensionar com maior acuidade as reservas disponíveis, correspondendo à reserva técnica e economicamente aproveitável levando-se em consideração a recuperação da lavra”.
- d) Reserva Lavrável: “reserva *“in situ”* estabelecida no perímetro da unidade mineira determinada pelos limites da abertura de exaustão (cava ou flanco para céu aberto e realces ou câmaras para subsolo), excluindo os pilares de segurança e as zonas de distúrbios geo-mecânicos. Corresponde à reserva técnica e economicamente aproveitável levando-se em consideração a recuperação da lavra, a relação estéril/minério e a diluição (contaminação do minério pelo estéril) decorrentes do método de lavra”. A Tabela 6.3 apresenta dados sobre as reservas nacionais de carvão.

Tabela 6.3 Reservas brasileiras de carvão mineral

UF	RESERVAS			
	Medida	Indicada	Inferida	Lavrável
	(Milhões ton)	(Milhões ton)	(Milhões ton)	(Milhões ton)
Maranhão	1,09	1,73	-	-
Paraná	4,18	0,21	-	-
Rio Grande do Sul	5.255,92	10.098,48	6.317,05	5.376,79
Santa Catarina	1.354,21	593,22	217,07	1.212,34
São Paulo	2,05	1,11	1,26	2,05
Brasil	6.617,45	10.694,74	6.535,38	6.591,18

Fonte: DNPM, 2006; adaptação própria

Conforme dados da ANEEL (2010) e da ABM (2010) e CGEE (2010), a Jazida de Candiota (RS) é a maior do país, correspondendo a 38% das reservas brasileiras. Esta reserva apresenta baixa liberação de matéria orgânica em relação ao material argiloso. Estes fatores geram um carvão com teor de cinzas em torno de 40%, mas um baixo teor de enxofre, muitas vezes menor que 2%, sendo este na forma de nódulos de pirita, o que facilita a sua remoção. Atualmente, toda a produção desta jazida está destinada à produção de energia elétrica.

Dados da ABM (2010) e CGEE (2010), indicam que há ainda uma grande incerteza nos dados referentes a reserva total de carvão no Brasil, pois há dados que apontam um montante de 32

bilhões de toneladas. Tal incerteza, provavelmente deva-se à carência de dados geológicos que apresentem a verdadeira capacidade das reservas brasileiras, visto que os últimos estudos de prospecção realizados na região sul do país datam da década de 1980.

Conforme indicado na Tabela 6.3, cerca de 78% das reservas de carvão localizam-se no estado do RS, seguido de Santa Catarina; no estado do Paraná há menos de 1% deste montante. A Figura 6.2 apresenta a distribuição das jazidas de carvão no Sul do país.

Figura 6.2 Distribuição das jazidas na região Sul brasileira

Fonte: (ABM, 2010 e CGEE, 2010)

A ABM (2010) e CGEE (2010) apontam que devido aos fatores deposicionais, a qualidade dos carvões aumenta do sul do RS para o norte do Brasil. Os carvões da região sul de um modo geral são carvões de baixo *rank*¹⁷ (baixo grau de carbonificação) e apresentam elevado teor de cinza, em torno de 50%, enquanto que o teor de enxofre é muito variável. O carvão bruto (ROM) do RS apresenta teor de enxofre em torno de 1%, ao passo que o de SC oscila em 4% e no PR em torno de 7%. O carvão do Paraná é o que apresenta maior rendimento no beneficiamento.

O carvão da jazida de Iruí apresenta um maior grau de liberação de matéria orgânica que o de Candiota, mas isso ainda não o torna ideal para fins metalúrgicos. Na jazida de Leão, o carvão é apontado como ideal para uso em alto-fornos (injetados), e seu teor de enxofre está na ordem 1% (ABM, 2010 e CGEE, 2010).

¹⁷ Carvão de baixo *rank* também são comercialmente chamado de alto-voláteis

Já o carvão de Santa Catarina divide-se em três camadas: Camada Barro Branco, Camada Irapuã e Camada Bonito. A primeira apresenta características metalúrgicas ideais para misturas na formação de coque, e foi largamente utilizada entre as décadas de 1960 a 1990. As jazidas desta camada não são muito grandes e a maior parte localiza-se próxima ao litoral, fator que complica o licenciamento ambiental. A Camada Irapuã, embora apresente composição ideal para a siderurgia, não possui tamanho suficiente para que se viabilize a sua exploração comercial. A Camada Bonito ainda não apresenta dados geológicos suficientes para que se determine a sua aplicação ideal e sua viabilidade econômica (ABM, 2010 e CGEE, 2010). A Tabela 6.4 apresenta as principais características do carvão mineral brasileiro de acordo com sua localização geográfica e a Tabela 6.5 apresenta as características de alguns carvões internacionais.

Tabela 6.4 Características principais do carvão mineral brasileiro

Origem	C	S	H ₂	N ₂	O ₂	Cinza	Umidade	Voláteis	PCS
	%	%	%	%	%	%	%	%	kcal/kg
Butiá	42,88	1,35	-	-	-	13,59	11,51	32,02	-
Jacuí	49,82	0,85	-	-	-	21,18	9,58	19,42	-
Tubarão	40,79	1,10	-	-	-	28,21	1,90	29,10	-
Criciúma	40,90	1,63	-	-	-	23,64	1,50	27,96	-
Rio Grande do Sul	46,00	12,99	4,05	0,29	9,27	27,40	11,00	-	4.750
Paraná	56,60	2,00	3,11	0,80	17,73	25,76	15,00	-	6.340
Santa Catarina	51,80	3,60	3,34	0,52	7,58	33,09	10,00	-	6.310
Cabo Verde	20,50	-	-	-	-	-	15,80	42,00	2.895
Resende	12,60	-	-	-	-	-	12,00	33,20	2.520

Fonte: LORA, 2004; adaptação própria

Tabela 6.5 Composição do carvão mineral de outros países

Propriedade	Austrália	África do Sul	Espanha	Colômbia
PCS (kcal/kg)	5.370	6.760	3.388	7.000 - 8.000
Carbono (%)	56,6	69,7	37,0	-
Hidrogênio (%)	3,5	4,4	2,8	-
Nitrogênio (%)	1,2	1,6	0,9	-
Enxofre (%)	0,4	0,7	7,5	0,35-1,00
Cinzas (%)	24,0	10,1	38,7	1,00-6,00
Oxigênio (%)	7,4	9,1	11,4	-
Umidade (%)	6,9	4,3	1,8	2,0-7,0
Voláteis (%)	24,8	35,3	45,3	34,00-39,00
Carbono Fixo (%)	44,3	50,3	14,2	65,00-60,00

Fonte: LORA, 2004; adaptação própria

6.6.2. Panorama mundial

Atualmente, o carvão é o combustível fóssil com maior disponibilidade no mundo. Suas reservas totais somam 826 bilhões de toneladas. Há três países que detêm mais de 60% deste energético: Estados Unidos com 28,85%, Rússia com 19,01% e China com 13,86%. A Austrália aparece em quarto lugar no *ranking* das maiores reservas, com 9,23%. A Figura 6.3 apresenta o perfil de evolução das reservas mundiais de carvão para os anos de 1990, 2000 e 2010.

Figura 6.3 Evolução das reservas mundiais de carvão
Fonte: (British Petroleum , 2011; adaptação própria)

6.7. Produção e consumo Mundial

Atualmente, a China é o maior produtor e consumidor mundial de carvão. Porém um dos grandes saltos registrados de 1986 até 2008 está na variação de consumo de 2002 para 2003, quando se registrou aumento de 19, 51%. Os anos seguintes até 2008 também apresentaram significativas faixas de incremento do consumo, conforme apresentado na Tabela 6.6 onde há dados de outros países produtores de carvão.

Tabela 6.6 Produção mundial de carvão para o período de 2005 a 2010 (Mt)

Países / Ano	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Estados Unidos	1.026,48	1.054,83	1.040,21	1.063,05	975,15	984,55
Canadá	65,35	66,00	69,37	68,40	63,32	67,88
Total América do Norte	1.102,58	1.132,32	1.122,09	1.142,92	1.049,02	1.061,77
Brasil	6,26	5,88	5,97	6,61	5,06	5,48
Colômbia	59,06	65,60	69,90	73,50	72,81	74,35
Venezuela	7,20	7,34	7,65	6,17	3,68	3,98
Total América do Sul e Central	72,97	79,74	84,01	86,93	82,32	84,52
República Checa	62,03	62,45	61,76	54,94	51,39	50,64
Alemanha	202,81	197,13	201,87	192,44	183,67	182,30
Grécia	70,04	64,31	66,63	64,67	65,21	68,48
Casaquistão	86,62	96,23	97,83	111,07	100,85	110,81
Polônia	159,54	156,07	145,85	144,01	135,17	133,22
Rússia	298,30	309,90	313,50	328,60	301,30	316,90
Turquia	61,68	64,94	76,64	83,41	84,33	85,33
Ucrânia	78,80	80,20	76,80	79,50	73,90	73,30
Total Europa e Eurásia	1.189,57	1.206,53	1.218,47	1.231,37	1.163,19	1.185,10
Total Oriente Médio	1,33	1,53	1,63	1,59	1,56	1,56
África do Sul	244,36	244,78	247,67	252,58	250,58	253,81
Outros países África do Sul	1,91	1,80	1,54	1,57	1,37	1,37
Total África	249,64	248,69	251,28	255,66	253,62	256,85
Austrália	375,35	382,22	392,69	399,21	413,20	423,86
China	2.349,52	2.528,55	2.691,64	2.802,00	2.973,00	3.240,00
Índia	428,43	449,19	478,41	515,88	555,99	569,95
Indonésia	152,72	193,76	216,95	240,25	256,18	305,88
Total Ásia Pacífica	3.419,16	3.673,18	3.895,84	4.076,55	4.331,09	4.683,50
Total Mundo	6.035,25	6.341,99	6.573,33	6.795,02	6.880,80	7.273,30

Fonte: BRITISH PETROLEUM, 2011; adaptação própria

No ano de 2010 foram produzidas 7.273 milhões de toneladas de carvão, sendo a China responsável por 44,55% deste montante. Os EUA, como segundo maior produtor mundial, atingiram o volume de 984,55 milhões de toneladas, o que representa apenas 13,54% do total. O crescimento da produção de carvão da China apresenta um aumento muito significativo, principalmente no período compreendido entre os anos de 2000 a 2010, no qual foi atingida a marca de 138,72%. No ano 2000, a produção foi de 1.357 milhões de toneladas. Já os Estados Unidos, para este mesmo período, apresentou uma pequena retração de 2,97%.

Ainda sobre a produção, é possível notar que países da região do Oriente Médio, mesmo apresentando algumas reservas em seus territórios, não possuem a tradição neste tipo de energético, visto que petróleo e gás natural são muito mais abundantes e construíram a base da economia local. Já no território africano, a África do Sul destaca-se com um aumento de produção de 13%, para o período compreendido entre 2000 a 2010. Este país produz quase que a totalidade, equivalente a 98,7% do carvão obtido no continente.

A Tabela 6.7 apresenta as principais evoluções do consumo mundial de carvão, para o período entre os anos 2000 a 2005, o qual aumentou 18,03%, ao passo que o consumo da China,

registrou aumento de 40,60%. Já os EUA, após a crise econômica no período, apresentaram retração de 8,64% no consumo.

Tabela 6.7 Valores do consumo mundial de carvão para o período de 2005 a 2010 (Mt)

PAÍSES / ANOS	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Estados Unidos	1.022,09	1.006,87	1.020,43	1.004,10	883,30	933,75
Total América do Norte	1.094,59	1.078,84	1.094,25	1.067,84	940,01	990,28
Brasil	22,54	22,31	23,78	24,00	20,84	22,09
Total A. do Sul e Central	37,76	37,31	40,23	42,99	40,76	42,34
Alemanha	146,21	148,67	152,50	142,59	127,67	136,22
Polônia	99,11	103,31	103,10	99,61	92,41	96,04
Rússia	167,71	172,07	166,34	178,68	163,60	167,05
Total Europa e Eurásia	914,72	938,34	940,39	921,66	830,17	866,54
Total Oriente Médio	16,21	16,12	16,57	15,57	15,59	15,60
África do Sul	147,65	149,44	151,54	150,77	156,16	157,91
Total África	163,98	164,81	165,74	165,04	167,47	169,68
Austrália	95,35	98,98	96,50	92,14	92,01	77,24
China	2.169,33	2.392,21	2.560,35	2.633,11	2.771,16	3.050,07
Índia	328,30	347,89	374,28	410,07	446,11	494,09
Japão	215,88	212,01	223,10	229,02	193,63	220,21
Coreia do Sul	97,49	97,52	106,18	117,59	122,12	135,30
Taiwan	67,76	70,46	74,47	71,56	68,91	71,69
Vietnã	14,25	16,95	17,94	17,84	24,92	24,42
Total Ásia Pacífica	3.135,63	3.397,36	3.626,72	3.735,12	3.889,90	4.244,83
Total Mundial	5.362,90	5.632,79	5.883,90	5.948,21	5.883,90	6.329,28

Fonte: BRITISH PETROLEUM,2011; adaptação própria

Para o ano de 2010 a China foi responsável pelo consumo de 48,19% do carvão mundial. No continente africano tem-se quase que a mesma situação da produção. A África do Sul é responsável por 93,06% do consumo. Neste país há a SASOL, com sua tecnologia CTL, que produz vários combustíveis e derivados sintéticos a partir do carvão.

6.8. Extração e transporte

O carvão pode ser minerado através da lavra do carvão: extração a céu aberto ou extração subterrânea. A mineração a céu aberto é escolhida quando a camada que recobre o carvão, ou o solo é inadequado à perfuração de túneis, como por exemplo, areia ou cascalho.

Quando o mineral está presente em camadas profundas ou se localiza em veios de rochas, é necessária a construção de túneis. Neste caso, adota-se a extração subterrânea. De acordo com o WCI (2006), este processo pode ocorrer de três formas: manual, semi-mecanizada ou mecanizada.

Conforme WCI (2006), a produtividade das minas a céu aberto é muito maior do que a obtida no processo subterrâneo de extração. No Brasil, predomina o primeiro tipo, assim como em vários outros países, tais como: Austrália e Estados Unidos, grandes exportadores de carvão.

O maior custo relacionado à cadeia produtiva do carvão está ligado ao seu transporte. De acordo com dados do Plano Nacional de Energia (2004), o preço da tonelada CIF (sem frete) no Japão era de U\$ 61/ton. Deste valor, U\$49,50/ton representavam o valor do frete (81,15% do valor do carvão).

Visando diminuir os custos de transporte, em muitos casos o empreendimento consumidor (termelétricas, plantas de gaseificação, plantas siderúrgicas, entre outras) localiza-se próximo à mina de modo que o transporte possa ser feito por esteiras transportadoras. Porém, nem sempre é possível que esta combinação exista, ou se mantenha ao longo de toda a vida útil do centro consumidor de carvão mineral. Muitas vezes ocorre o esgotamento do recurso existente, ou ainda o volume produzido não é suficiente para abastecer individualmente o centro.

O caso da Usiminas ilustra a grande importância da logística de distribuição e do planejamento de longo prazo. Grande parcela do carvão utilizado por esta empresa é proveniente de diversos países, principalmente dos EUA e da Austrália (FARIAS, 2007).

Conforme Farias (2007), o sistema de siderurgia da Usiminas é composto por duas usinas que são o carro-chefe do grupo: a Usiminas em Ipatinga (MG) e a Cosipa em Cubatão (SP). Somente estas duas consomem 6 milhões de toneladas ao ano de carvão mineral.

O processo de extração origina-se na mina, passa por modais ferroviários e marítimos e utiliza estrutura portuária, tanto na origem como no destino final. Cerca de dez a quinze diferentes portos de carregamento, em sete países, são utilizados, resultando no recebimento de cento e vinte navios por ano, em dois portos de descarga (FARIAS, 2007).

Farias (2007) destaca que além da complexa logística, o processo de importação é moroso, visto que, desde o momento em que a programação inicial é feita até o momento do consumo final do carvão, pode ocorrer um período de sete a oito meses. Cada navio tem capacidade média de transporte de 50.000 toneladas de carvão, ou seja, em um planejamento de consumo de 6 milhões de toneladas-ano, será necessário organizar uma logística de recebimento e armazenamento da carga de aproximadamente cento e vinte navios.

Segundo ANEEL (2010), somente os carvões com baixo teor de impureza é que apresentam viabilidade de serem transferidos de um local para o outro. Os demais devem encontrar uma aplicação local. Tal fato ocorre em cinco usinas termelétricas instaladas na região sul do

Brasil, pois estão localizadas muito próximas da área de mineração. Ainda conforme a ANEEL (2009), é melhor que o investimento seja feito em linhas de transmissão de energia elétrica do que aplicado na logística do carvão.

6.9. Usos do carvão

O carvão é largamente utilizado ao redor do mundo, porém a siderurgia e a geração de energia elétrica são as aplicações que apresentam maior consumo. Para a siderurgia, utiliza-se o carvão nobre, ou seja, aquele que apresenta alto *grade* e alto *rank*. Para a geração de energia, vários tipos de carvão podem ser utilizados, variando apenas o rendimento do processo. A Figura 6.4 apresenta a relação existente entre as reservas mundiais de carvão, os seus respectivos tipos e as suas mais diversas aplicações.

Figura 6.4 – Relação reservas mundiais e aplicações do carvão mineral

Fonte (WCI, 2006; adaptação própria)

6.9.1. Produção de energia elétrica

O primeiro tratamento que o carvão, destinado à produção de energia elétrica, recebe é a britagem. Deste modo sua granulometria é reduzida até que se atinja um pó extremamente fino. Este processo visa aumentar a superfície de contato do carvão, de modo a acelerar o processo de queima.

Na sequência, o carvão mineral triturado, é enviado a um equipamento denominado pulverizador, cuja função é soprar o pó de carvão para dentro da câmara de combustão da caldeira, onde o processo ocorre a elevadas temperaturas. Os gases quentes e a energia térmica produzidos transformam a água em vapor.

O vapor, que deixa a caldeira com pressão elevada, é enviado às turbinas, equipadas com diversas hélices. A força do vapor empurra estas hélices, fazendo com que o eixo da turbina seja acionado. Este eixo está acoplado a um gerador. Após a passagem do vapor pela turbina, este segue para o condensador, onde retornará ao estado líquido, e novamente, será enviado a caldeira para a produção de vapor. A Figura 6.5 apresenta o processo de produção de eletricidade através do carvão.

Figura 6.5 Sistema de produção de eletricidade a partir do carvão

Fonte: (WCI, 2009; adaptação própria)

6.9.1.1. Centrais termelétricas a carvão

Mundialmente, o carvão é um combustível fóssil, amplamente utilizado para a geração de energia elétrica, através das centrais térmicas espalhadas pelo mundo. Conforme a Agência Internacional de Energia (2008), no ano de 2006, foram produzidos 7.755 TWh de energia elétrica a partir do carvão. China e Estados Unidos são os maiores produtores com 2.301 TWh e 2.128 TWh, respectivamente. A Tabela 6.8 aponta os maiores produtores mundiais de energia elétrica a partir do carvão e sua respectiva parcela no cenário mundial.

Tabela 6.8 Produção mundial de energia termelétrica

Geração Termelétrica no Mundo (2006)		
Países	TWh	% Mundial
China	2.301	29,67%
Estados Unidos	2.128	27,44%
Índia	508	6,55%
Alemanha	302	3,89%
Japão	299	3,86%
África do Sul	236	3,04%
Austrália	199	2,57%
Rússia	179	2,31%
Coréia do Sul	153	1,97%
Reino Unido	152	1,96%
Mundo	7.755	

Fonte: ANEEL, 2008; adaptação própria

O uso do carvão na produção de energia elétrica ainda apresenta elevado potencial para ser expandido, devido a uma combinação de fatores que contribuem para que o carvão seja incluso na lista de recursos energéticos disponíveis: crescimento e aprimoramento das tecnologias limpas do carvão, necessidade de rápido incremento na geração de energia e forte competição com a energia nuclear.

A situação brasileira é inversa ao mundo. Ao mesmo tempo em que possui grandes reservas na região sul, a produção de energia elétrica mostra-se relativamente baixa. Dados da ANEEL (2010), mostram que o Brasil produziu no ano de 2007, 435,68 TWh de energia elétrica e o carvão mineral foi responsável por apenas 1,5% deste montante, com 7,9 TWh. A Tabela 6.9 apresenta a relação de termelétricas existentes no Brasil, bem como o Estado em que se localizam e suas respectivas capacidades nominais. Já o gráfico da Figura 6.6 mostra a participação percentual de cada estado da região sul na geração.

Tabela 6.9 Centrais Termelétricas movidas a carvão no Brasil

Centrais Termelétricas do Brasil (2011)		
Usina	kW	UF
Charqueadas	72.000	RS
Presidente Médice A, B e C	446.000	RS
São Jerônimo	20.000	RS
Jorge Lacerda I e II	232.000	SC
Jorge Lacerda III	262.000	SC
Jorge Lacerda IV	363.000	SC
Candiota III	350.000	RS
Alumar	75.200	MA
Alunorte	103.854	PA
Figueira	20.000	PR
Total	1.944.054	BR

Fonte: ANEEL 2011; adaptação própria

Figura 6.6 Distribuição da produção termelétrica na região sul do Brasil
 Fonte: (ANEEL, 2011; adaptação própria)

Segundo análise feita pela ANEEL (2010), a baixa participação do carvão mineral na Matriz Energética Brasileira, deve-se à vocação natural do país em geração de energia elétrica a partir de hidrelétricas. Soma-se a isto a baixa qualidade do carvão nacional, impedindo que sejam transportados por grandes distâncias e afetando o grau de rendimento da central térmica. Ainda segundo a ANEEL(2010), há pelo menos 20 anos, as pesquisas relacionadas ao carvão estão “virtualmente” paralisadas. Mesmo com todos estes contratemplos, ainda há uma lista com nove usinas térmicas à carvão que entrarão em operação, conforme apresentado na Tabela 6.10.

Tabela 6.10: Centrais termelétricas previstas

Centrais Termelétricas do Brasil (2011)		
Usina	kW	UF
Porto de Itaquí	360.137	RS
Porto de Pecém	720.274	CE
Porto de Pecém II	360.000	MA
Total em Construção	1.440.411	
Concórdia	5.000	NI
CTSUL	650.000	NI
Jacuí	320.000	NI
Seival	542.000	RS
Sepetiba	1.377.000	RJ
Sul Catarinense	440.300	SC
Total Outorgada	3.334.300	
Total	4.774.711	BR

Fonte: ANEEL, 2011; adaptação própria

Conforme informações da ANEEL (2010), as termelétricas localizadas próximas a portos, como o caso das térmicas do Maranhão e do Ceará, utilizarão carvão mineral importado. Tal opção deve ocorrer devido à questões relacionadas aos custos de toda a cadeia, do rendimento da central térmica e também, da logística.

6.9.2. Produção de aço

Dados do WCI (2009), mostram que a produção mundial de aço é extremamente dependente do carvão, pois cerca de 70% do aço produzido utiliza este combustível fóssil. A produção mundial de aço bruto foi de 1,3 bilhões de toneladas em 2008, e cerca de 590 milhões de toneladas de carvão metalúrgico (ou carvão de coque) foram utilizadas. A Figura 6.7 apresenta as principais formas de produção do aço.

BF(Alto-forno), BOF(Conversor a oxigênio) e EAF(Forno Elétrico a Arco).

Figura 6.7 Principais formas de produção do aço

Fonte: (ABM, CGEE, 2010)

7. GASEIFICAÇÃO

7.1. Definição

Conforme Breault (2010), o processo da gaseificação é conhecido há mais de 200 anos, mas foi somente na atualidade que várias empresas passaram a olhar para este processo de forma mais atenta. Tal interesse, segundo Breault (2010), é justificado por diversos fatores. Mas para o autor, as duas razões mais importantes são: em primeiro lugar, o contínuo aumento do preço do gás natural e dos combustíveis destinados ao setor de transporte (principalmente, gasolina e óleo diesel); como segunda razão, há a questão da busca pela independência energética de uma nação. O processo de gaseificação é visto como uma alternativa para a utilização de recursos internos como carvão, coque, biomassa, na produção não somente de energia elétrica, como também de combustíveis líquidos sintéticos e gás natural sintético.

7.2. Histórico e desenvolvimento da gaseificação

Conforme Miller (2005), os primeiros registros históricos sobre o gás originado do carvão datam do início do século XVII, pois no ano de 1609, o químico belga Jan Van Helmut, descobriu que o gás que envolvia o carvão possuía calor. No final do século XVII, o cientista inglês John Clayton coletou, para estudos, o gás produzido pelo carvão.

No ano de 1792, o engenheiro escocês William Murdock, converteu o carvão em gás e coque quando este foi queimado, em uma câmara na ausência de oxigênio. Este foi um dos primeiros processos a serem utilizados para a produção do *town-gas*, além de ser considerado como o início dos processos de gaseificação em escala comercial. No ano de 1798, sistemas de iluminação a gás foram instalados nas fábricas e nos moinhos ingleses (MILLER, 2005).

Conforme Higman e Burgt (2007), o desenvolvimento dos processos de gaseificação está extremamente relacionado com o desenvolvimento dos estudos e dos usos do carvão mineral. Inicialmente o carvão de coqueria foi elaborado apenas como uma forma de substituir o carvão vegetal em processos metalúrgicos. Somente a partir do final do século XVIII, que, através do processo de pirólise, começou-se a obtenção do “gás de carvão”. Já Klass (1998) aponta que no início, os processos ocorriam através da chamada carbonização ou destilação destrutiva do carvão betuminoso em temperaturas em torno de 600 a 800°C, em pequenas unidades de ferro fundido.

Segundo Breault (2010), a primeira iluminação pública, ocorreu em Pall Mall em 28/01/1807. Mas, foi somente em 1812, com a fundação das empresas London Gas, Light and Coke Company, que a produção de gás começou a ocorrer de forma comercial. Em 1816, grande parte de Londres já recebia iluminação pública a gás.

O *town gas* foi o combustível mais importante do início do século XIX. Havia dois processos que permitiam a obtenção deste gás. O primeiro era a pirólise, que ocorria de forma não-continua (batelada), e a partir do carvão mineral bruto, obtinha-se o coque e uma corrente gasosa de alto poder calorífico (20.000 a 23.000 kJ/m³). O segundo era conhecido como *water gas process*, no qual o coque era convertido em uma mistura gasosa que continha H₂ e CO e apresentava baixo poder calorífico (12.000 kJ/m³) (HIGMAN E BURGT, 2007). Conforme Breault (2010), o *town gas* era composto, principalmente, de hidrogênio (em torno de 50%). O restante era dividido entre CH₄, CO₂ e CO, sendo que este último oscilava entre 3 e 6%.

Em 1816, houve a fundação da Baltimore Gas Company, a primeira companhia de gaseificação do carvão nos Estados Unidos. A iluminação a gás propagou-se primeiro pela costa leste deste país, assim distribuída: 1821, Boston; 1823, Nova York; 1841, Filadélfia.

Em 1920, cerca de 20% do gás produzido nos Estados Unidos era advindo do carvão. Antes do início da Segunda Guerra Mundial havia cerca de 20.000 gaseificadores operando nos EUA (MILLER, 2005).

Ainda conforme Higman e Burgt (2007), a primeira aplicação industrial do gás foi na iluminação, passando a ser utilizado, posteriormente, para aquecimento e como matéria-prima para a indústria química. Somente depois de um longo tempo, é que passou a ser utilizado para a produção de energia elétrica.

No início, o *town gas*, produzido a partir da gaseificação, apresentava um alto custo, o que fez com que muitas pessoas o utilizassem apenas para iluminação e cocção. O aquecimento ainda era feito com carvão (vegetal ou mineral), em sua forma bruta, ou por lenha. No início de 1900, as lâmpadas elétricas substituíram o carvão na iluminação. Somente mais tarde, com a contínua prosperidade do século XX, o gás começou a ser utilizado para aquecimento. Porém, mal começou a ser usado, já foi substituído pelo óleo, que também em pouco tempo perdeu seu espaço para o gás natural (HIGMAN e BURGT; 2007).

Um dos grandes inconvenientes do *town gas* era que, por apresentar um baixo poder calorífico, o seu transporte a grandes distâncias não se tornava economicamente viável. É importante ressaltar que o desenvolvimento das máquinas a vapor e de inúmeros outros processos industriais não teriam sido possíveis, se em paralelo, não ocorresse o

desenvolvimento das tubulações de metal e dos acumuladores de pressão (HIGMAN e BURGT, 2007 e MILLER, 2005).

Até o final de 1920, só havia duas formas de se produzir o gás. Através do alto-forno ou do que se chamava *gas producer*, que nada mais era do que o precursor do gaseificador. Nele ocorria a reação de oxidação parcial do coque com a adição de ar umidificado. Ambos os processos geravam gás de baixo poder calorífico (3.500 a 6.000 kJ/m³), restringindo o seu uso apenas nas imediações da instalação produtora.

O sucesso do processo de oxidação parcial não pode ser atribuído única e exclusivamente ao fato de ser mais fácil trabalhar com um combustível no estado gasoso do que com combustível em estado sólido. Há, também, mais uma razão para isso, que é o fato de o gás ser facilmente produzido, conforme pode ser visto através das reações químicas (reações 7.1 a 7.3) que podem ser consideradas como básicas.

Esta reação mostra que ao utilizar cerca de 28% do poder calorífico do carvão bruto para produzir CO, 72% do poder calorífico do carvão é mantido no gás gerado. Além do CO, este gás contém outros componentes como o H₂ e outros. Atualmente, o percentual do combustível presente no gás está em torno de 75 a 88%. Se este montante fosse inferior a 50%, fatalmente o processo de gaseificação não teria sido um caso de sucesso (HIGMAN e BURGT, 2007).

Mesmo a gaseificação sendo inicialmente utilizada apenas para produzir um gás para iluminação, cocção e depois aquecimento, ela teve sua importância reconhecida quando a composição do *water gas* (CO e H₂) foi descoberta por volta de 1900. A reação que dá origem a este gás é endotérmica (reação 7.4).

Esta descoberta deu origem a um novo processo que visava converter uma parte do CO do *water gas* em H₂, o qual foi denominado *shift conversion*. A reação, exotérmica, é denominada *shift reaction* (reação 7.5).

(Reação 7.5)

Com o domínio destas duas reações somado ao conhecimento em produção de gás de síntese (que é diferente do *water gas* pela composição de suas frações), ocorreu o desenvolvimento da, atualmente, denominada indústria de síntese orgânica, ramo responsável pela produção de compostos como amônia (e seus derivados), metanol e líquidos de FT.

Porém, o processo contínuo de gaseificação com injeção de oxigênio (O_2) tornou-se possível somente após a comercialização do primeiro processo criogênico de separação do ar desenvolvido por Carl Von Linde¹⁸ na década de 1920.

As décadas de 1920 a 1940 foram de extrema importância para a indústria química e de processos, pois ocorreu uma série de desenvolvimentos de tecnologias que pode ser considerada como precursora das atuais. Alguns dos principais exemplos são:

- a) 1926 – Winkler fluid-bed process;
- b) 1931 – Lurgi Moving-bed Pressurized Gasification process
- c) 1940 – Koppers-Totzek entrained-flow process;

Devido ao estabelecimento destes processos e um pequeno progresso tecnológico, a gaseificação de combustíveis sólidos manteve-se por mais quarenta anos. Mas a consolidação do processo de gaseificação ocorreu na Alemanha, durante os períodos das duas Guerras Mundiais, quando se estabeleceu o programa de produção de combustíveis sintéticos e de amônia. No Apêndice B está apresentado um detalhamento da referida informação.

Neste mesmo período surgiu a SASOL. Esta empresa é mundialmente reconhecida por utilizar como base de seus processos a gaseificação do carvão e a síntese de Fischer-Tropsch para a produção de combustíveis e derivados sintéticos. Tal rota é conhecida como Coal-To-Liquids (CTL).

Conforme Miller (2005), em 1940 a gaseificação começou a perder espaço devido a grande facilidade de obtenção do gás natural. Nos anos de 1950, a gaseificação do carvão começou a declinar devido a grande disponibilidade e aplicabilidade de insumos como a nafta de petróleo e o gás natural. Tal fato não significou uma redução na demanda por gás de síntese, visto que

¹⁸ Carl Von Linde, foi educado em Ciências e Engenharia na Federal Polytechnikun, em Zurique, na Suíça. Grande estudioso, desenvolveu a Teoria do Calor entre 1873 e 1877, a partir da qual foram desenvolvidos os primeiros refrigeradores confiáveis e eficientes, utilizando amônia comprimida. Em 1895 liquefez o ar por compressão seguida de rápida expansão e posterior resfriamento. Com isso obteve o O_2 e N_2 do ar líquido. Em 1902 retirou o oxigênio do ar. Junto com Gustaf Dálen, em 1879, fundou a Linde, como forma de comercializar suas invenções. Informações disponíveis em http://www.linde.com/international/web/lg/br/likeglgtbrnopro.nsf/docbyalias/wwanopro_hist_linde.

o aumento do consumo de *syngas* foi grande, sendo comandado, principalmente, pelo grande crescimento da produção de amônia, a maior parte destinada à indústria de fertilizantes.

O *syngas* produzido pela gaseificação do carvão foi quase que totalmente substituído pelo processo de reforma a vapor do metano (*Steam Methane Reforming* – SMR), onde o principal insumo era o gás natural.

Porém a tecnologia de SMR não pode ser considerada como um tipo de gaseificação, pois as reações que ocorrem neste processo são muito similares às reações que acontecem durante a produção do *water gas* (reação 7.6).

O calor necessário para que esta reação endotérmica ocorra é proveniente da combustão do adicional de GN não usado como insumo e sim como combustível (reação 7.7).

Ao contrário do que ocorre em um gaseificador, no processo de SMR, estas duas reações (reações 7.6 e 7.7) ocorrem em espaços separados fisicamente pelos tubos do reformador.

Uma das grandes forças propulsoras do crescimento da indústria do gás de síntese foi a produção de amônia. O crescimento da população mundial, consequentemente, maior demanda por alimentos, culminou no fortalecimento do setor agrícola. Este por sua vez, para atender aos novos volumes de consumo, começou a utilizar quantidades cada vez maiores de fertilizantes. O crescimento da indústria química como um todo também auxiliou no aumento da demanda por derivados diretos da amônia, como por exemplo, a ureia. A Tabela 7.1 apresenta os valores da capacidade mundial de produção de amônia e, também, sua capacidade de conversão em derivados.

Tabela 7.1 – Evolução da produção mundial de amônia entre 1945-69

Ano	Capacidade Mundial	Capacidade Máxima
1945	5,5	100
1960	14,5	250
1964	23,0	600
1969	54,0	1400

Fonte: HIGMAN e BURGT, 2007, adaptação própria

Os dados da tabela mostram que para um intervalo de 15 anos (entre 1945 a 1960), a capacidade de produção de amônia apresentou um crescimento de 62%, enquanto que para um período de quatro anos (entre 1960 a 1964), este valor foi 37%. O grande aumento ocorreu nos cinco anos seguintes (1964 a 1969), atingindo 57%. No mesmo ritmo, crescia a indústria de transformação de amônia.

Conforme Higman e Burgt (2007), um dos fatores responsáveis pela expansão da indústria do gás de síntese e da produção de amônia foi o desenvolvimento de uma nova tecnologia que acoplava, na saída do reformador de SMR, um segundo reator. Este era responsável por realizar a oxidação parcial da corrente gasosa produzida no SMR, ou seja, o reformador de POX (reação 7.8) convertia em gás de síntese o metano residual do processo anterior. Outro ponto de inovação foi a utilização do ar como agente oxidante, o qual reagiria com o CH₄ na produção do *syngas*.

A presença do N₂ no ar atmosférico auxiliava na produção de amônia, que ocorria na sequência. Porém, há a possibilidade de se utilizar o O₂ puro, o que possibilita um aumento de rendimento do processo, e desta forma as reações de SMR e de POX ocorrem dentro do mesmo reator. A este processo deu-se o nome de reforma autotérmica (*Autothermal Reforming* – ATR), ou POX catalítico (GEROSA, 2007).

Retornando ao tópico gaseificação, a década de 1950, foi extremamente importante para o desenvolvimento e consolidação dos processos, pois as empresas Shell e Texaco desenvolveram processos mais eficientes voltados à produção de amônia. Conforme Higman e Burgt (2007), mesmo com estes avanços, a gaseificação ainda não concorria com os processos de SMR, POX e ATR, mas passou a ser opção onde o gás natural e a nafta não eram abundantes.

Segundo Klass (1998), estima-se que havia em torno de 1.000 a 1.500 plantas de manufatura de gás entre os séculos XIX e a primeira metade do século XX. Um dos motivos que culminou com a redução das plantas de gaseificação foi o crescimento da oferta de gás natural. Este fato começou a ocorrer logo após o término da Segunda Guerra Mundial.

Entre os anos de 1960 e 1970, houve um novo interesse pelo processo de gaseificação, fato que foi motivado pela crença de que as reservas mundiais de GN estavam chegando ao fim e que não dariam conta, portanto, da crescente demanda.

Já na década de 1970, a gaseificação começou a conquistar mais espaços devido a primeira crise do petróleo. O interesse por esta tecnologia voltou a existir e o processo passou a ser incentivado por inúmeros governos, principalmente, dos países que eram mais dependentes do petróleo e possuíam reservas de carvão. A produção de combustíveis líquidos e gasosos originados a partir do carvão, pela rota CTL, também voltou a ser discutido como uma alternativa viável ao alto preço do petróleo.

Foi nesse período, com muito aporte financeiro por parte dos governos, que ocorreu o desenvolvimento da hidrogenação direta do carvão, a qual pode ser aplicada tanto nos processos de liquefação do carvão, como nas tecnologias denominadas hidro-gaseificação. Esta última foi desenvolvida visando à fabricação de um gás natural “artificial”, conhecido como *substitute natural gas (SNG)*. Porém as condições deste processo não permitiam que esta tecnologia sobrevivesse por muito tempo. Para que as reações ocorressem era necessário se trabalhar com altas pressões e altas temperaturas, o que significa um alto dispêndio com material de construção dos equipamentos.

Novamente o mercado de GN consolidou-se, no período compreendido entre o fim da década de 1980 e o início da década de 1990. A atividade de gaseificação voltou a entrar em declínio, tendo novamente uma parcela das plantas desativadas.

As buscas por diversificação da matriz energética acabaram por reacender o interesse pelo processo de gaseificação, sendo que desta vez, outros insumos passaram a ser mais bem estudados, principalmente, carvão, biomassa e resíduos urbanos, tais como lixo municipal e plásticos. O Apêndice B apresenta informações referentes as plantas atualmente em operação.

7.3. Dados técnicos do processo de gaseificação

Conforme Jenkins (2008), o processo de gaseificação não é um processo de combustão. De acordo com DOE-NETL (2007), uma das principais diferenças entre os dois processos está no fato de que na combustão há um grande excesso de ar, e na gaseificação há um grande excesso de combustível e a quantidade de ar é rigorosamente calculada e controlada. A Tabela 7.2 mostra um comparativo entre os elementos envolvidos nos processos de combustão e gaseificação.

Tabela 7.2 Principais diferenças entre gaseificação e combustão

Elemento	Processo	
	Combustão	Gaseificação
Carbono	CO ₂	CO
Hidrogênio	H ₂ O	H ₂
Nitrogênio	NO, NO ₂	NH ₃ ou N ₂
Compostos Sulfurosos	SO ₂ , SO ₃	H ₂ S ou COS
Água	H ₂ O	H ₂

Fonte: NETL – DOE, 2007

Conforme Breault (2010), a gaseificação e a combustão podem ser consideradas como os dois extremos das reações do carvão com O₂, em que a água pode ser adicionada como reagente na forma de vapor, visando aumento na produção de H₂.

A gaseificação, quando comparada com a combustão, é mais eficiente, apresenta baixa emissão de gases do efeito estufa e particulados, além de ter custo de capital competitivo. Porém, na produção de eletricidade, a combustão é a tecnologia mundialmente utilizada em plantas térmicas, por ser um processo que apresenta menores riscos (BREAUULT, 2010). Na Tabela 7.3 há uma comparação entre os processos de combustão e de gaseificação em vários fatores, desde o processo à aplicação.

Tabela 7.3 Comparativo entre os processos de combustão e gaseificação

Parâmetro de Comparação	Combustão	Gaseificação
Processo Químico	Oxidação Total	Oxidação Parcial
Ambiente Químico	Excesso de O ₂	Quantidade de O ₂ Controlada
Processo Primário	Calor (Vapor)	<i>Syngas</i>
Produtos de Downstream	Eletricidade	Eletricidade, H ₂ , Químicos, Líquidos
Aplicação Atual	Energia (Elétrica/Térmica)	Químicos e Combustíveis Sintéticos
Risco	Baixo Risco	Em avaliação

Fonte: BREAUULT, 2010 e JENKINS, 2008

Durante o processo de combustão, o carbono reage com o oxigênio, produzindo CO₂ e calor, o qual é utilizado para a produção de vapor destinado à geração de energia elétrica, através de turbinas movidas a vapor acopladas a geradores. Este processo ocorre com uma quantidade excedente de oxigênio (reação 7.9).

De forma simplificada, a gaseificação é uma conversão térmica de materiais de base carbono em gás de síntese e que ocorre em temperaturas na faixa de 760°C a 1538°C, alimentada com quantidade controlada de O₂ puro. O processo de gaseificação utiliza apenas uma fração do volume total de O₂ que seria necessário para que ocorresse a combustão completa do carbono. Durante o processo de gaseificação também ocorre a formação do gás de síntese, pois, normalmente, a corrente gasosa obtida durante o processo é composta de H₂, CO e demais produtos como CH₄, CO₂, H₂O entre outros, que serão removidos da corrente para que se obtenha o *syngas* puro. Este gás limpo poderá ser aplicado tanto como combustível para a geração de energia elétrica ou de vapor, como intermediário químico para a obtenção de diversos produtos petroquímicos e H₂. A gaseificação deve ser vista como uma forma de agregar valor a insumos que contenham carbono, que antes eram vistos como não aproveitáveis (BREAULT, 2010).

7.4. Principais tipos de gaseificadores

7.4.1. Entrained-Flow

Este gaseificador foi desenvolvido para operar com carvão mineral, e, atualmente, tem sido o melhor na utilização do *hard coal*. Costuma ser muito selecionado para equipar plantas de IGCC¹⁹ de escala comercial. Porém não há nenhuma restrição técnica quanto ao tipo de carvão a ser utilizado (HIGMAN e BURGT, 2007). O único detalhe refere-se ao consumo de oxigênio, pois quanto maior o teor de cinzas do carvão e / ou teor de umidade, maior será a quantidade de O₂ a ser injetada no sistema.

Conforme Higman e Burgt (2007), a principal característica do gaseificador do tipo *entrained-flow* é o fato de trabalhar com qualquer tipo de carvão como insumo e produzir um gás limpo e isento de alcatrão. As finas partículas de carvão reagem em contra-corrente com o fluxo de O₂ e vapor.

Todos os gaseificadores *entrained-flow* são *slagging-type*. Significa dizer que operam com temperaturas em torno do ponto de fusão das cinzas.

¹⁹ IGCC Integrated Gasification Combined-Cycle

A cinza produzida é uma escória inerte e é removida como matéria fundida. O principal ponto negativo diz respeito a quantidade de oxigênio consumido, principalmente, se o insumo utilizado for do tipo *coal-water slurry*, ou for um carvão com alto grau de umidade e / ou cinzas.

A matéria-prima que alimenta o sistema pode ser tanto seca como úmida, ou seja, em estado pastoso, cuja consistência e aparência assemelham-se ao lodo²⁰.

Em consequência da alta injeção de oxigênio, o sistema opera em temperaturas elevadas, normalmente acima de 1.250°C. Este gaseificador costuma operar com pressões em torno de 20 a 40 bar. Estas condições são projetadas para que seja garantida a boa taxa de conversão de carbono que pode chegar a 99%.

Para que o carvão possa ser pulverizado no gaseificador, este é triturado em partículas com tamanho menor ou igual a 0,005 polegadas e que apresentem certa homogeneidade. Sua entrada no gaseificador ocorre junto com o meio gaseificante e reage num fluxo contracorrente em temperaturas elevadas. Em virtude destes parâmetros, o tempo de residência no gaseificador é extremamente curto, normalmente abaixo de três segundos (MILLER, 2005).

A principal vantagem da alta temperatura é a destruição completa dos óleos e alcatrões, evitando que eles estejam presentes na composição final do gás, pois são considerados prejudiciais ao sistema como um todo. Os óleos são críticos pois podem condensar ao longo da tubulação.

Quando o *entrained-flow* é desenvolvido e operado corretamente, somado ao fato de destruir quase que totalmente os óleos e a alcatrão, a taxa de conversão do carbono presente no material a ser gaseificado pode atingir 99%. Porém os processos utilizam o *coal-water slurry feed*. Este rendimento pode não ser atingido através de uma única passagem apenas pelo gaseificador. Muitas vezes, torna-se necessária a instalação de um sistema de (*looping*) para o material não convertido.

O *syngas* produzido por este tipo de gaseificador costuma ser de alta qualidade, ou seja, com baixo percentual de impurezas e baixo teor de metano e possui calor sensível elevado.

A Tabela 7.4 apresenta as principais características técnicas dos mais importantes processos, através dos quais é possível indicar que o processo de gaseificação que ocorre no *entrained-flow* pode acontecer em um estágio único ou em dois estágios. Os principais objetivos de

²⁰ Slurry é o termo utilizado para designar a matéria-prima molhada a ser utilizada na alimentação do gaseificador. É muito comum encontrar na literatura referências como: slurry feed systems, ou coal-water slurry feed. Em alguns casos, para a composição do slurry é utilizado algum tipo de hidrocarboneto líquido (óleo pesado, resíduos de refinaria, entre outros).

haver dois estágios são: aumentar a eficiência térmica do sistema, pois o segundo estágio utiliza o calor do primeiro; reduzir o calor sensível do gás bruto e consumir menor quantidade de oxigênio.

Tabela 7.4 Principais gaseificadores do tipo *entrained-flow*

Processo	Estágio	Tipo de Insumo	Sentido do Fluxo	Parede do Reator	Refrigeração do Syngas	Oxidante
Koppers-Totzek	1	Seco	Ascendente	Jaqueta	<i>Syngas cooler</i>	Oxigênio
Shell - SCGP	1	Seco	Ascendente	Membrana	<i>Gas quench e syngas cooler</i>	Oxigênio
Prenflo	1	Seco	Ascendente	Membrana	<i>Gas quench e syngas cooler</i>	Oxigênio
Siemens	1	Seco	Descendente	Membrana	<i>Water quench ou syngas cooler</i>	Oxigênio
GE Energy	1	<i>Slurry</i>	Descendente	Refratária	<i>Water quench ou syngas cooler</i>	Oxigênio
E-Gas	2	<i>Slurry</i>	Ascendente	Refratária	gaseificação de dois estágios	Oxigênio
MHI	2	Seco	Ascendente	Membrana	gaseificação de dois estágios	Ar
Eagle	2	Seco	Ascendente	Membrana	gaseificação de dois estágios	Oxigênio

Fonte: HGIMAN e BURGT, 2007; adaptação própria

A Figura 7.1 apresenta os dois modelos mais comuns de *entrained-flow* com dois estágios. As principais mudanças são relacionadas à localização do queimador, entrada do carvão e saída do gás produzido, e, conseqüentemente, o sentido do fluxo do gás. Nos dois casos o princípio de funcionamento é o mesmo, bem como a retirada das cinzas.

Figura 7.1 – Representação esquemática básica do entrained-flow de dois estágios

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

Na Figura 7.2 tem-se a representação dos gaseificadores *entrained-flow* de apenas um estágio. Assim como ocorre no gaseificador de dois estágios, as principais diferenças entre as duas configurações disponíveis para este modelo referem-se ao sentido de fluxo do gás produzido, a entrada do insumo, a localização dos queimadores e conseqüentemente, a saída do gás produzido.

Figura 7.2 – Representação Esquemática Básica do *entrained-flow* de estágio único

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

Este gaseificador foi desenvolvido para operar com carvão mineral e devido ao tratamento e condições ideais do insumo, o mesmo não foi testado para gaseificar a biomassa. As principais barreiras são o alto custo de preparação da matéria-prima, principalmente, quanto à redução do teor de umidade e uniformização em pequenos pedaços.

Conforme Miller (2005), as principais características do gaseificador *entrained-flow* são: capacidade para gaseificar todos os tipos de carvão (mesmo com alto teor de cinzas e umidade), temperatura uniforme ao longo do processo, o tempo de residência do combustível curto, o insumo a ser utilizado necessita de tamanho bem reduzido e apresentar homogeneidade no tamanho, alto consumo de oxigênio, elevado calor sensível no gás de saída, a operação ocorre acima da temperatura de formação de *slag* e por fim, pode ocorrer o arrastamento de uma pequena parcela de escória fundida na saída do gás produzido.

7.4.2. Gaseificadores de leito fluidizado

O desenvolvimento da gaseificação do carvão e da própria tecnologia dos gaseificadores de leito fluidizado está intimamente relacionado ao desenvolvimento do processo Winkler, que data do início da década de 1920. Este processo opera em um regime de fluidização. Neste sistema de gaseificação a chama possui duas funções: reagente e meio de fluidização para o leito (HIGMAM e BURGT, 2007).

Conforme Sales et al (2006), as principais características deste sistema de gaseificação são: oferecer uma distribuição uniforme da temperatura além de possibilitar um bom contato entre o sólido e o gás, boa circulação das partículas e alta velocidade de reação. Possibilita trabalhar

com uma ampla faixa de combustíveis sólidos, e é considerado como um dos sistemas de maior capacidade produtiva. Este tipo de gaseificador é classificado como leito fluidizado borbulhante (LFB) e leito fluidizado circulante (LFC), e pode operar ou em pressão atmosférica ou pressurizado.

Higman e Burgt (2007), consideram que, independentemente do processo de leito fluidizado, a temperatura de operação do sistema gira em torno de 950°C a 1.100°C quando, o insumo é o carvão e de 800°C a 950°C, quando o insumo é a biomassa. Como a sua temperatura de operação não é tão alta, há indicação de que se trabalhe com biomassa ou com carvão de baixo *rank*.

Um dos grandes problemas deste processo de gaseificação está relacionado ao tamanho de partícula enviada à alimentação do sistema. Deve-se restringir ao máximo a presença de finos, pois estes tendem a ser arrastados pelo gás de síntese na saída do leito, o que gera contaminação do gás com particulados, além de reduzir a eficiência total da conversão de carbono. Estes finos podem ser recuperados através do uso de ciclones e novamente enviados ao gaseificador.

De acordo com Miller (2005), o leito fluidizado opera em temperaturas abaixo da sinterização das cinzas (derretimento da cinza que geraria o *slag*). Devido à forma de alimentação e sistemas de isolamento térmico, a mistura e a transferência de calor ocorrem rapidamente, resultando em composição e temperatura uniformes ao longo do leito. O consumo de oxigênio é moderado estando muito abaixo da quantidade consumida pelo *entrained flow*.

As principais características deste tipo de gaseificador, de acordo com Miller (2005) são: facilidade para trabalhar com uma ampla gama de insumos sólidos (vários tipos de carvão, madeira e demais resíduos), temperatura uniforme ao longo do processo, consumo moderado de oxigênio e vapor e alta reciclagem de *char*²¹.

7.4.2.1. Leito fluidizado borbulhante (LFB)

Este é um sistema de gaseificação amplamente consolidado, muito aplicado na obtenção de produtos químicos. Foi um dos primeiros sistemas a ser testado e aprimorado para a gaseificação da biomassa.

Conforme Calle et al (2008), este sistema apresenta um leito fluidizado do tipo sólido-gasoso em que a corrente de gás passa no sentido ascendente, através de um leito de materiais granulares de fluxo livre. A velocidade do gás é alta o suficiente para que as partículas sólidas

²¹ Resíduo obtido após a remoção de gases leves e alcatrão do material carbonáceo.

sejam separadas e circulem livremente. Durante a circulação no leito, as correntes de gás fluem, em sentido ascendente, através de canais que contêm poucos sólidos, enquanto massas sólidas fluem para baixo, depositando-se no fundo do gaseificador.

Para que se façam análises e modelagens deste tipo de gaseificador, é feita a analogia a um líquido borbulhante e, portanto suas propriedades físicas são as de um fluido (CALLE et al; 2008).

Como meio gaseificante são utilizados oxigênio ou ar e vapor. Estes meios podem ser utilizados independentemente do tipo do insumo a ser consumido no processo: carvão ou biomassa (HIGMAN e BURGT, 2007 e CALLE et al, 2008). Já para a biomassa, os leitos utilizados costumam ser de sílica, calcário, dolomita ou alumina (CALLE, et al, 2008). A velocidade do gás é considerada como baixa, sendo menor ou igual a 3,0m/s, e a temperatura de saída do mesmo oscila entre 900 a 1.050° C (NOGUEIRA, 2009).

Quando o insumo é a biomassa, esta é inserida no gaseificador através de um tubo inclinado localizado na parte superior do leito (Figura 7.3). Com a utilização desta técnica, permite-se que os finos tenham um tempo de residência no leito, caso contrário seriam carregados pelo gás fluidizante e conseqüentemente não seriam convertidos. O leito, geralmente é pré-aquecido por um queimador externo (CALLE et al, 2008). Quando utilizado carvão, este deve ser moído em tamanhos que variam entre ¼ a 1/8”. Assim como a biomassa, o carvão também é inserido na lateral do gaseificador, e será mantido em suspensão pelo meio gaseificante (MILLER, 2005).

Este sistema de gaseificação apresenta alta eficiência na conversão do carbono, que oscila entre 95 a 99%. Porém, devido à presença excessiva de finos é obrigatória a utilização de um ciclone para controle dos particulados, mesmo sendo estes sistemas projetados para um transporte completo das cinzas (HIGMAN e BURGT, 2007 e CALLE et al, 2008). A Figura 7.3 apresenta de forma simplificada o esquema do gaseificador LFB.

Figura 7.3 – Representação esquemática básica do leito fluidizado borbulhante

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

7.4.2.2. Leito fluidizado circulante (LFC)

Conforme Calle (2008), o gaseificador de leito fluidizado circulante (ou turbulento) é obtido quando se intensifica o gás de um leito fluidizado borbulhante. Com esta operação as bolhas de gás aumentam de tamanho e grandes lacunas são formadas no leito.

Nos gaseificadores de leito fluidizado circulante há um sistema de reciclo (*looping*) de circulação dos sólidos, pois os sólidos do leito fluidizado turbulento são coletados, separados do gás e levados de volta ao leito, formando assim um reciclo (*looping*) de circulação de sólidos. Isto ocorre para que haja maior eficiência acumulada na conversão de carbonos (CALLE et al, 2008).

Ainda conforme Calle (2008), a principal diferença entre o LFC e o LFB é que no segundo, não há uma separação bem definida entre as zonas de sólidos densos e sólidos diluídos. O tempo de residência dos sólidos é determinado através da análise de três parâmetros: a sua taxa de circulação dos sólidos, o seu atrito e eficiência de coleta do dispositivo de separação.

Conforme Nogueira (2009), a velocidade do gás neste sistema de gaseificação é considerada moderada, oscilando entre 3 a 6m/s. A Figura 7.4 apresenta uma representação do LFC.

Figura 7.4 – Representação esquemática básica do leito fluidizado circulante

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

7.4.2.3. Leito fluidizado de transporte

Este é um tipo de gaseificador que, atualmente está em fase de demonstração através da planta piloto. Desenvolvido pela empresa Kellog Brown Ritter (KBR), e denominado Transport Gasifier (TRIG®), utiliza um avançado gaseificador de leito fluidizado circulante que opera em temperaturas entre 815°C a 1.065°C. Nesta faixa de temperatura, o ponto de fusão das cinzas, para a formação do *slag*, não é atingido. Por isto, o gaseificador é classificado também como *non-slagging*.

O desenvolvimento e a operação da parte mecânica do gaseificador basearam-se no FCC da própria KBR.

O que diferencia este gaseificador dos demais disponíveis é a sua configuração interna, que é desprovida de válvulas, juntas de expansão ou qualquer outra parte interna, seja móvel ou não. Assim como os demais sistemas de gaseificação, pode utilizar como agentes oxidantes, ar, oxigênio e / ou uma mistura de ambos. Conforme recomendação da própria KBR, o gaseificador do tipo *air-blown* obtém melhor desempenho quando utilizado para geração de energia elétrica, enquanto que as melhores aplicações para os sistemas *oxygen-blown* ou *enriched air-blown* são a produção de *syngas* para produtos químicos e combustíveis sintéticos.

Este gaseificador conta com um sistema de movimentação contínua de cinzas secas facilitando a remoção das mesmas. O insumo deve ser seco, pois trata-se de um *dry-feed system*. Como insumo, podem ser utilizados carvões com baixo *rank*, bem como aqueles com elevados teores de cinza e / ou umidade. (Figura 7.5).

Figura 7.5 – Representação esquemática básica do gaseificador de transporte

Fonte: (KBR, 2010; adaptação própria)

7.4.3. Gaseificadores de leito fixo e / ou de leito móvel

De acordo com Higman e Burgt (2007), os gaseificadores do tipo leito móvel, podem, normalmente, ser chamados de leito fixo e são caracterizados pelo leito no qual o carvão (ou a biomassa) move-se lentamente para baixo apenas por ação da gravidade. Geralmente este carvão é gaseificado através de um sopro de calor aplicado no sentido contra-corrente. Ainda conforme os autores, no sistema contra-corrente, o *syngas* quente da zona de gaseificação é

utilizado para aquecer e auxiliar na pirólise do fluxo de carvão descendente. Neste processo, o consumo de oxigênio é muito baixo, mas os sub-produtos da pirólise estarão presentes no *syngas* produzido.

Conforme Salles et al (2002), este sistema tem como principal vantagem a aplicação de uma tecnologia consideravelmente simples, mas no caso de uso apenas de biomassa como insumo, há um limite no dimensionamento de 10 a 15 t/h de biomassa seca, e, normalmente, operando a uma temperatura em torno de 1.000°C. De acordo com Higman e Burgt (2007), em sistemas de gaseificação de carvão, há capacidade de processamento de cerca de 60 t/h de insumo, como no caso do gaseificador Mark V da Lurgi/SASOL.

Conforme o sentido do fluxo de ar, os gaseificadores de leito fixo são classificados como: contra-corrente (*updraft*) e com fluxo ascendente, co-corrente (*downgraft*) e com fluxo descendente, ou fluxo cruzado (*cross-flow*) (SALLES et al, 2006 e CALLE et al, 2008).

Estes gaseificadores, por serem mais simplificados, trabalham com insumos que apresentem alta densidade e também alta granulometria, aceitando partículas com tamanho²² de 10 a 100 mm. Este foi um dos principais motivos desta tecnologia ser adaptada para biomassa, principalmente, resíduos como casca de grãos e cavacos de madeira.

De acordo com Miller (2005), os gaseificadores de leito fixo podem ser divididos em quatro categorias de acordo com as zonas de operação:

- a) Secagem e desvolatilização: localizada no topo do gaseificador. O carvão admitido no sistema é seco e depois se inicia a sua devolatilização;
- b) Redução: o carvão devolatilizado é gaseificado através das reações com vapor e com CO₂;
- c) Combustão: o O₂ reage com o material remanescente (*char*). Normalmente esta é uma zona onde as temperaturas são muito elevadas;
- d) Região das cinzas: as cinzas são removidas pelo fundo do gaseificador. Quando a temperatura da operação é controlada por vapor, as cinzas são secas. Quando o ponto de fusão das cinzas é atingido, elas são eliminadas na forma de *slag*.

De forma sucinta, tem-se que as principais características destes gaseificadores são: requererem baixa quantidade de oxidante, capacidade limitada para trabalhar com finos e adaptam-se mais facilmente ao uso da biomassa.

²² Porém conforme Miller (2005), os gaseificadores também podem trabalhar com partículas que estejam entre 6,35 a 50,8 mm (0,25 a 2")

7.4.3.1. Gaseificador de leito fixo (fluxo ascendente)

A tecnologia de leito fixo e com fluxo ascendente é a mais antiga e também a mais simples deste modelo de gaseificadores.

Por ser do tipo contra-corrente o combustível é introduzido na parte superior através de uma válvula de retenção e flui para baixo, por todo o reator, até alcançar a grelha, onde as cinzas são recolhidas (CALLE et al, 2008).

Conforme Nogueira (2009), este tipo de gaseificador produz gás com temperaturas na faixa de 425°C a 650°C, chamado de “gás frio”, e com elevados teores de alcatrão. Quanto às cinzas produzidas, estas podem ser secas ou sinterizadas.

O maior problema relacionado ao alto teor de alcatrão é a presença de óleos no gás produzido. Estes são condensáveis à medida que a temperatura diminui ao longo da tubulação de transporte e podem ocasionar sua acumulação em determinados pontos. Dependendo do tipo de insumo, alguns carvões geram cinzas com baixo ponto de fusão.

O meio de gaseificação, independente da matéria-prima utilizada, pode ser o ar ou oxigênio e vapor. Estes são introduzidos no sistema através de uma entrada localizada abaixo da grelha de recolhimento das cinzas e fluem para cima por todo o reator (Figura 7.6).

Figura 7.6 – Representação esquemática básica do leito fixo contra-corrente

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

7.4.3.2. Gaseificador de leito fixo co-corrente (Fluxo Descendente)

O reagente gaseificante injetado e o gás produzido circulam pelo reator na mesma direção que o leito sólido. O combustível, vapores e gases pirolíticos fluem para baixo através do leito. A temperatura de saída do gás produzido é em torno de 700°C, o que já pode ser considerado como um gás quente (NOGUEIRA, 2009 e CALLE et al, 2008).

Conforme Calle (2008), este tipo de gaseificador foi desenvolvido com o intuito de reduzir a presença de óleos e alcatrão no gás produzido. Porém, ele possui as mesmas limitações que o contra-corrente: no quesito da matéria-prima na alimentação do sistema; o tamanho das partículas deve ser sempre uniforme, obrigatoriamente com pouca presença de finos; baixo teor de cinzas, preferencialmente com alta temperatura de fusão; o teor de umidade deve ser menor ou igual a 20%. Tal especificação deve ser atendida a fim de que se mantenha a temperatura alta dentro do reator, o que possibilita o craqueamento do alcatrão e evita a formação de óleos. A Figura 7.7 representa simplificada o funcionamento de um gaseificador do tipo leito fixo co-corrente.

Figura 7.7 – Representação esquemática básica do leito fixo co-corrente

Fonte: (NOGUEIRA, 2009; adaptação própria)

Conforme Calle et al (2008), o gaseificador de fluxo cruzado, ou transversal, possui o mesmo princípio de funcionamento do gaseificador de leito fixo co-corrente, porém a única diferença entre eles restringe-se ao fato de que a inserção do reagente gaseificante (ar ou oxigênio) é feita através de um alimentador alinhado transversalmente na parte inferior do gaseificador.

8. GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA

8.1. Histórico

O uso da biomassa como insumo para produção de energia, sem ser nas formas mais tradicionais como aquecimento e cocção, foi difundido e aprimorado durante a Segunda Guerra Mundial. Neste período, conforme Klass (1998), havia em torno de um milhão de *air-blown gasifiers* de pequena escala em operação. Tais equipamentos eram destinados a produção de um gás de baixo poder calorífico, conhecido como *low-energy gas*, destinado ao uso nos veículos militares e / ou na produção de vapor para aquecimento ou geração elétrica. Como insumos eram utilizados lenha, resíduos de biomassa secos e carvão vegetal. Muitos destes gaseificadores, de tamanhos reduzidos, eram instalados nos próprios veículos, e trabalhavam em um sistema do tipo *online* (retroalimentado), e por isso eram de tamanhos reduzidos. Somente na Suécia, havia em torno de 70.000 veículos deste tipo, dentre os quais estavam ônibus, caminhões e carros.

Ainda conforme Klass (1998), nos EUA, na Europa e na Ásia, após a Segunda Guerra Mundial, continuou o desenvolvimento da tecnologia de gaseificação da biomassa. Na Suécia, as montadoras de veículos Volvo e SAAB, ainda, atualmente, dão prosseguimento às pesquisas de veículos movidos a gaseificação.

Atualmente há onze plantas de gaseificação de biomassa e resíduos que se encontram em operação na Europa, conforme o GTC (2011). Acredita-se que há plantas de pequeno porte em funcionamento em outros locais, mas as mesmas não são registradas ou consideradas no banco de dados do GTC (2011). Destas onze plantas, nove são voltadas à produção de energia elétrica. As outras duas, que são voltadas à produção de produtos químicos e combustíveis veiculares, encontram-se em fase de construção com início das operações previsto para 2013.

8.2. Tipos de gaseificadores de biomassa

Basicamente há três tipos de gaseificação da biomassa: pirólise, oxidação parcial e reforma, cujas reações são respectivamente:

(Reação 8.3)

Na literatura de um modo geral, sempre que são dados exemplos de reações, balanços de massa e / ou energia e balanços estequiométricos que ocorrem no processo de gaseificação da biomassa celulósica, utiliza-se a fórmula geral para tal finalidade (KLASS, 1998; HIGMAN e BURGT, 2007).

Os produtos finais da combustão da biomassa são: CO₂, água e energia.

Já a pirólise pode ser definida como a decomposição térmica direta dos componentes orgânicos da biomassa na ausência de oxigênio, para gerar produtos finais como gases combustíveis e derivados sintéticos sólidos e líquidos. De um modo geral, qualquer material orgânico pode ser pirolisado. Atualmente, a pirólise é utilizada na produção de diversos produtos como combustíveis, solventes, produtos químicos, entre outros (KLASS, 1998 e HIGMAN e BURGT, 2007).

Um dos objetivos dos desenvolvedores de tecnologia de pirólise da biomassa é alcançar o estado de maturidade tecnológica atingido pelo carvão. Esta seria uma das principais formas de tornar a gaseificação da biomassa um negócio rentável e também de atribuir um destino mais nobre aos resíduos orgânicos, além de agregar valor a própria biomassa (HIGMAN e BURGT, 2007).

O conhecimento dos efeitos causados por vários parâmetros independentes tais como o tipo e a composição da biomassa utilizada, temperatura e pressão de reação, taxa de conversão do catalisador, seletividade e rendimentos em produtos, é necessário para o ajuste e aprimoramento do processo. A busca da maturidade tecnológica permeia estes caminhos (HIGMAN e BURGT, 2007; e KLASS, 1998).

8.2.1. Pirólise convencional e rápida

A pirólise convencional é composta das etapas de carbonização, destilação destrutiva, destilação seca e retortagem. Consiste em uma lenta e irreversível degradação térmica dos componentes orgânicos da biomassa, muitos dos quais são polímeros lignocelulósicos, na ausência de oxigênio. O processo de pirólise lenta é aquele normalmente utilizado na produção do carvão vegetal.

Estudos e pesquisas sobre a pirólise no início dos anos 1970 permitiram o desenvolvimento do controle da seletividade e também do rendimento da produção de gás, líquidos e sólidos

através do controle da temperatura da pirólise e das taxas de aquecimento. Um curto tempo de residência, em temperaturas moderadas pode permitir um aumento de 70% em massa no rendimento dos produtos líquidos.

Ajustes nas condições de operação da pirólise (temperatura e pressão) podem proporcionar aumento nos rendimentos da produção de sólidos e líquidos, além de fazer com que a produção de resíduos carbonizados seja abaixo de 5%. Conjuntos que apresentam estas configurações são denominados sistemas avançados de pirólise da biomassa. Um exemplo de sistema deste tipo é o reator de pirólise de biomassa com baixíssimos tempos de residência (da ordem de frações de segundos). O rendimento dos produtos pode variar acima ou em torno de 56% de líquidos ou até 90% de gases, sendo a produção de resíduos carbonizados entre 10% a 15%, em cada caso. A Tabela 8.1 apresenta a variação da temperatura e da composição da corrente de gás ao longo das etapas que compõem o processo de destilação seca da madeira, no processo convencional de pirólise (KLASS, 1998).

Tabela 8.1 Composição dos gases no processo de destilação seca da madeira na pirólise lenta

Processo	Temperatura °C	H ₂ (mol %)	CO (mol %)	CO ₂ (mol %)	HC (mol %)
Eliminação de Água	155-200	0	30,5	68	2
Evolução do Óxidos de Carbono	200-280	0,2	30,5	66,5	3,3
Início da Evolução dos Hidrocarbonetos	280-380	5,5	20,5	35,5	36,6
Evolução do Hidrocarbonetos	380-500	7,5	12,3	31,5	48,7
Dissociação	500-700	48,7	24,5	12,2	20,4
Evolução do Hidrogênio	700-900	80,7	9,6	0,4	8,7

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

O gás final, resultante da pirólise, pode ser considerado como de baixa-média energia, pois seu poder calorífico está entre 3,9 a 15,7 MJ/m³ (100 a 400 Btu/Scf) e contém CO, CO₂, CH₄, H₂, C₂H₆, vapor de água, etileno e pequenas quantidades de produtos orgânicos na forma gasosa.

Dependendo da temperatura de pirólise, o *char* contém frações de materiais inorgânicos e cinzas em teores variados e nenhum material orgânico sólido residual, além de resíduos de carbono resultantes da decomposição térmica dos compostos orgânicos.

A fração líquida é uma complexa mistura de água e compostos orgânicos com baixo peso molecular. Quando insumos com alto teor de celulose são utilizados, a fração líquida usualmente é composta por álcoois, ácidos, aldeídos, cetonas, ésteres, compostos heterocíclicos e fenólicos. Devido à complexidade da fase líquida do processo de pirólise, e

em virtude das inúmeras variáveis que afetam a composição final do líquido obtido, este processo não costuma ser utilizado na produção de compostos químicos específicos. Ressalta-se que o processo de pirólise da biomassa foi comercialmente muito utilizado para a produção de diversas *commodities* químicas, muito antes de os combustíveis fósseis tornarem-se as matérias-primas mais utilizadas pelas indústrias químicas (MINOWA, 2008).

8.2.1.1. Processo convencional de pirólise (Pirólise lenta)

Resíduos carbonizados, gases, líquidos leves e pesados e água são formados durante o processo de pirólise da biomassa, em variadas quantidades. O rendimento está basicamente relacionado a fatores como: composição e dimensões do insumo, taxa de aquecimento, temperatura e tempo de reação.

Quando insumos do tipo madeira de alta densidade (*hardwoods*) são aquecidos na ausência de oxigênio, ocorre a decomposição e consequente formação do carvão vegetal, além de uma fração volátil, que pode ser condensada e resfriada e que apresenta um aspecto licoroso, ao qual é dado o nome de ácido pirolenhoso. Esse licor pode ser fracionado em duas camadas: uma inferior (contendo óleo pesado, cujo rendimento corresponde a 10% em massa, aproximadamente) e uma camada aquosa sobrenadante. Insumos de baixa densidade (*softwood*) apresentam rendimentos e resultados similares à madeira de alta densidade, quando submetidos ao processo de destilação seca.

A Tabela 8.2 apresenta os rendimentos obtidos para os diversos tipos de biomassa em função da temperatura.

Tabela 8.2 Rendimento da biomassa em função da temperatura de processamento

Matéria-Prima	Gás de baixo P.C. (%massa)			Óleo Pirolítico (%massa)			Res. Carbonizados (%massa)		
	500 °C	700 °C	900 °C	500 °C	700 °C	900 °C	500 °C	700 °C	900 °C
Resíduos de Biomassa	10	26	-	10	2	-	12	11	-
Sabugo de Milho	17	65	52	22	7	3	26	14	17
Papel	16	45	70	47	8	3	10	6	4
Lascas de Madeira	23	35	53	19	6	2	27	20	22

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

Altas temperaturas de pirólise, somadas a longos tempos de residência, favorecem a formação de gases. Por outro lado, um alto rendimento na produção de resíduos carbonizados é obtido ao se utilizar baixas taxas de aquecimento e baixa temperatura.

O metanol, largamente utilizado como combustível na Segunda Guerra Mundial, era obtido através da pirólise da madeira. O produto obtido tinha que ser filtrado e destilado para alcançar o grau de pureza requerido, para ser utilizado como combustível em carros e aeronaves.

8.2.1.2. Pirólise rápida (*Fast pyrolysis*)

Os processos denominados sistemas de pirólise rápida são aqueles que comumente operam com temperaturas em torno de 400-650°C, e cujos tempos de residência são da ordem de frações a poucos segundos. A manipulação destes parâmetros permite que o rendimento dos produtos possa ser alterados. De modo a privilegiar a produção de um ou outro derivado, pode-se, por exemplo, aumentar a produção de líquidos e / ou gases. Os produtos finais que se tem no processo de pirólise rápida são os mesmos da pirólise convencional: resíduos carbonizados, líquidos, gases e água (KLASS, 1998).

Outro parâmetro, que caracteriza um processo como sendo de pirólise rápida, é o fato de se trabalhar com altas taxas de aquecimento e pelo posterior resfriamento rápido (*quenching*) dos produtos líquidos.

Assim como ocorre nos processos convencionais de pirólise, a seletividade para produtos químicos especificados também é muito baixa. O aquecimento rápido da biomassa causa a fragmentação dos componentes poliméricos em torno de 60 a 70% em massa, no vapor primário. O resfriamento rápido e eficiente da corrente de produtos, aliado ao curto tempo de residência, tende a “congelar” a composição dos produtos, deixando-os próximos dos produtos químicos formados inicialmente na pirólise da biomassa.

A Tabela 8.3 apresenta, a título de exemplo, o efeito da temperatura sobre a pirólise. Os dados apresentados são referentes a resíduo municipal (Municipal Solid Waste – MSW), o efeito pode ser considerado similar para a biomassa, em suas diversas formas.

Tabela 8.3 Efeito da temperatura sobre o Processo de Pirólise

Parâmetro	Temperatura de Pirólise			
Parâmetros	500°C	650°C	800°C	900°C
Rendimentos de Produtos e				
Recuperação dos Gases %massa	12,3	18,6	23,7	24,4
m ³ (n)/kg	0,114	0,166	0,216	0,202
MJ/kg	1,39	2,63	3,33	3,05
Líquidos %massa	61,1	59,2	59,7	58,7
Carvão Vegetal %massa	24,7	21,8	17,2	17,7
Recuperação total % massa	98,1	99,6	100,6	100,8
Composição do Gás e PCS				
H ₂ %mol	5,56	16,6	28,6	32,5
CO %mol	33,5	30,5	34,1	35,3
CO ₂ % mol	44,8	31,8	20,6	18,3
CH ₄ %mol	12,4	15,9	13,7	10,5
C ₂ H ₆ %mol	3,03	3,06	0,77	1,07
C ₂ H ₄ %mol	0,45	2,18	2,24	2,43
PCS MJ/m ³	12,3	15,8	15,4	15,1
Composição Res. Carbonizados PCS				
Carbono Fixo, %massa	70,5	70,7	79,1	77,2
Material Volátil %massa	21,8	15,1	8,13	8,3
Cinza %massa	7,71	14,3	12,8	14,5
PCS, MJ/kg	28,1	28,6	26,7	26,5

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

8.3. Gaseificação

Conforme apresentado no item 8.2.1, o principal produto primário deste processo é o gás. Em altas temperaturas, há pouca ou nenhuma presença de resíduos carbonizados ou líquido como produtos.

Na oxidação parcial (Partial Oxidation – POX) são utilizadas quantidades de O₂ abaixo das estequiométricas. Dessa forma tem-se uma oxidação parcial do material.

O termo reforma foi originalmente utilizado no processo de conversão térmica para a produção dos derivados de petróleo. Este termo também é utilizado para a conversão de hidrocarbonetos gasosos na produção de gás de síntese. Outro processo, conhecido como vaporização de compostos orgânicos, que contém teores de hidrogênio, também recebe o nome de reforma. Quando se trata de biomassa, o termo reforma refere-se ao processo de gaseificação na presença de outro reagente.

Alguns exemplos de gaseificação da biomassa através da reforma são: reforma a vapor (gaseificação a vapor e pirólise a vapor) e reforma vapor-oxigênio H₂O_v:O₂ (Vapor:O₂). O

processo de reforma a vapor envolve, primeiramente, a reação da própria biomassa com o vapor, e também a reação dos produtos secundários formados com o vapor. Vapor:O₂ ou Vapor:Ar muitas vezes incluem a combustão do carvão vegetal residual a partir do gaseificador, de uma parcela do gás formado ou de uma parcela da biomassa. Estas três hipóteses podem ocorrer para que se obtenha o calor necessário para a continuidade do processo. Diferentemente do que ocorre na reforma do gás natural, no caso da biomassa este processo pode ocorrer ou não com a presença de catalisadores²³.

Sob condições ideais, os produtos obtidos na gaseificação da biomassa pelos processos de pirólise, POX ou reforma são os mesmos: óxidos de carbono (CO e CO₂) e H₂. Existe a possibilidade de formação de metano e outros hidrocarbonetos leves.

Os valores do poder calorífico (PC) do gás obtido a partir da gaseificação da biomassa podem variar. Os gases que possuem menor teor energético são aqueles cujo poder calorífico situa-se entre 3,9 a 11,78 MJ/m³ (100 a 300 Btu/Scf), e normalmente são formados quando há o contato direto da biomassa com o ar. Tal fato acontece devido à diluição do gás formado com o ar durante o processo de gaseificação.

O gás, com médio teor energético, é aquele cujo poder calorífico está entre 11,78 a 27,48 MJ/m³ (300 a 700 Btu/Scf). Esta energia é obtida diretamente do aquecimento do gaseificador de biomassa quando o oxigênio é utilizado como reagente e indiretamente a partir do próprio processo de gaseificação da biomassa, no qual as trocas de calor acontecem.

O gás de alto teor energético é aquele que apresenta os valores de poder calorífico na faixa de 27,48 a 39,26 MJ/m³ (700 a 1.000 Btu/Scf). Este teor de energia é obtido quando as condições de gaseificação permitem a formação de metano e outros hidrocarbonetos leves no gás final produzido, ou também quando o processo subsequente da gaseificação permite aumentar a quantidade de componentes combustíveis presentes no gás obtido. O gás metano sozinho apresenta um poder calorífico de 39,73 MJ/m³ (1.012 Btu/Scf).

Utilizando a fórmula da celulose como insumo representativo da biomassa, na Tabela 8.4, são apresentadas as mudanças de entalpia que ocorrem nas reações primárias dos três sistemas de gaseificação até aqui apresentados: pirólise, POX, reforma. Já a Tabela 8.5 apresenta os valores de PC dos produtos formados na gaseificação.

²³ Na reforma a vapor do gás natural, há sempre a utilização de um catalisador de níquel.

Tabela 8.4 Mudanças de entalpia nos processos de Pirólise, POX e Gaseificação a Vapor

Processo	Estequiometria	Temperatura (K)	Entalpia (kJ)
Pirólise	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 5 CO + 5H_2 + C$	300	180
		1000	209
	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 5 CO + CH_4 + 3H_2$	300	105
		1000	120
	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 4 CO + CH_4 + C + 2H_2 + H_2O$	300	-26
		1000	-16
	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 3CO + CO_2 + 2 CH_4 + H_2$	300	-142
		1000	-140
	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 3CO + CH_4 + 2C + H_2 + 2H_2O$	300	-158
		1000	-152
	$C_6H_{10}O_5 \rightarrow 2CO + CO_2 + 2CH_4 + C + H_2O$	300	-274
		1000	-276
Oxidação Parcial	$C_6H_{10}O_5 + 0,5O_2 \rightarrow 6CO + 5H_2$	300	71
		1000	96
	$C_6H_{10}O_5 + O_2 \rightarrow 6CO + 4H_2 + H_2O$	300	-172
		1000	-142
	$C_6H_{10}O_5 + O_2 \rightarrow 5CO + CO_2 + 5H_2$	300	-213
		1000	-180
	$C_6H_{10}O_5 + 1,5O_2 \rightarrow 6CO + 3H_2 + 2H_2O$	300	-414
		1000	-389
	$C_6H_{10}O_5 + 1,5O_2 \rightarrow 4CO + 2CO_2 + 5H_2$	300	-498
		1000	-464
Steam Gasification	$C_6H_{10}O_5 + 2O_2 \rightarrow 3CO + 3CO_2 + 5H_2$	300	-778
		1000	-745
	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow 6CO + 6H_2$	300	310
		1000	322
	$C_6H_{10}O_5 + 2H_2O \rightarrow 5CO + CO_2 + 7H_2$	300	272
		1000	310
	$C_6H_{10}O_5 + 3H_2O \rightarrow 4CO + 2CO_2 + 8H_2$	300	230
		1000	276
	$C_6H_{10}O_5 + 7H_2O \rightarrow 6CO_2 + 12H_2$	300	64
		1000	137
	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow 4CO + CO_2 + CH_4 + 4H_2$	300	64
		1000	85
	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow 2CO + 2CO_2 + 2CH_4 + 2H_2$	300	-184
		1000	-175

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

Tabela 8.5 Exemplos de Poder Calorífico Superior de Gases

Combustível	Poder Calorífico Superior	
	MJ/m ³ (n)	Btu/SCF
Metano	39,73	1012
Etano	69,18	1762
Propano	98,51	2509
Eteno	64,43	1641
Propeno	92,42	2354
Benzeno	146,1	3722
Monóxido de Carbono	12,67	322,6
Hidrogênio	12,74	324,5

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

8.3.1. Química da gaseificação do carvão

A química do processo de gaseificação pode ser descrita através do conjunto formado pelas reações 8.4 a 8.14. Este conjunto de reações engloba processos como: gaseificação propriamente dita (8.4 A 8.7), POX (reação 8.8), *Water Gas Shift* (reação 8.9) e metanização (*methanation*) (reações de 8.10-8.13). Para estas reações, a entalpia foi calculada para uma mesma temperatura padrão a 298K.

A química da gaseificação do carvão foi descrita neste capítulo, pois o processo que ocorre durante a gaseificação da biomassa é muito semelhante, salvo as diferenças em suas composições. Logicamente há variações quanto ao tipo de gaseificador a ser utilizado, pois alguns modelos são capazes de operar com elevados teores de umidade. No Apêndice E, é possível notar que alguns dos gaseificadores operam com misturas de carvão e biomassa, ou com cada um destes.

Na teoria, o processo de gaseificação pode ser definido como tendo reações exotérmicas balanceadas termicamente. Utilizando as reações 8.5 e 8.7 para ilustrar o exemplo, tem-se que a taxa de alimentação (entrada) poderia ser controlada, desde que um balanço térmico fosse requerido.

A reação 8.16 apresenta a reação global das reações 8.14 e 8.15:

Muitas reações ocorrem de forma simultânea ao longo do processo de gaseificação, dificultando o seu controle preciso. Porém, a seleção cuidadosa de parâmetros como temperatura, pressão, taxa de recirculação de produtos, tempo de reação (tempo de residência), relação $\text{O}_2:\text{H}_2\text{O}_v$, torna muitas vezes possível a maximização da obtenção de determinados produtos. Se o produto desejado for um gás com alto teor de energia a combinação de parâmetros como elevada pressão e baixa temperatura, além da injeção do H_2 reciclado, praticamente resultará em um gás composto quase que completamente por metano.

Com o aumento da pressão, a taxa de $O_2:H_2O_v$ diminui, não ocorrendo a variação de entalpia. Por outro lado, em baixas temperaturas, a queda desta taxa ocorre de maneira acentuada. A Tabela 8.6 apresenta as variações sofridas pela taxa de $O_2:H_2O_v$, quando essa é submetida a uma pressão constante e a diversas variações de temperatura.

Os dados apresentados na Tabela 8.6 mostram que para baixas temperaturas, a taxa de $O_2:H_2O_v$ dobra para cada intervalo de temperatura de 100 K. Em altas temperaturas, o incremento da taxa vai diminuindo até tornar-se infinitesimal.

Tabela 8.6 Relação Molar O_2 :Vapor nos Processos de pirólise

Relação Molar O_2 :Vapor (m^3/kg)					
Temperatura (K)	0,1013 MPa	1,0133 MPa	2,0265 MPa	3,0398 MPa	4.0530 MPa
900	3,10	1,10	1,00	0,80	0,70
1.000	6,80	2,60	2,00	1,60	1,40
1.100	10,90	5,40	4,00	3,20	2,90
1.200	11,70	8,80	6,70	6,00	5,30
1.300	-	11,10	9,70	8,70	8,10
1.400	12,80	11,90	11,20	10,60	10,30
1.500	13,00	12,10	11,90	11,70	11,40

Fonte:KLASS, 1998; adaptação própria

8.4. Projetos de gaseificadores e processos de gaseificação

Há uma variedade de projetos de gaseificadores os quais podem operar com diversos tipos de insumo, ou apenas com vários tipos de carvão mineral. Os processos de gaseificação mais modernos são compostos pela sequência de operações: esmagamento, moagem, secagem, pré-tratamento se necessário, alimentação do carvão no gaseificador, tempo de reação do carvão com os reagentes na temperatura e pressão requeridas, remoção e separação dos produtos sólidos, líquidos e gasosos, e por fim, tratamento dos produtos *downstream* de modo a agregar maior valor a eles.

8.4.1. Gaseificação da biomassa

A química da gaseificação da biomassa é muito similar àquela que ocorre na gaseificação do carvão, visto que ambos são sólidos e acabam por produzir gases com composições semelhantes. Porém, é importante ressaltar que a biomassa é muito mais reativa que a maioria dos carvões, já que possui maior quantidade de material volátil, (em torno de 70 a 90%), enquanto para o carvão este teor fica em torno de 30 a 45%. Esse é um dos principais motivos

de a gaseificação da biomassa ocorrer em condições muito menos severas que as do carvão, pois a maior volatilidade permite que a temperatura de operação seja mais branda, ocorrendo na faixa de 300 a 370°C. De acordo com Klass (1998) e Higman e Burgt (2007), considera que a temperatura de gaseificação pode chegar a 900°C. Outro detalhe comparativo diz respeito ao *chars* produzidos pela biomassa, os quais são muito mais reativos do que os gerados pelo carvão. Outra informação relevante é que as cinzas da biomassa têm um baixo ponto de fusão, quando comparadas com as do carvão, porém esta no estado fundido é mais agressiva (HIGMAN E BURGT, 2007).

8.4.1.1. Gaseificação pirolítica ou por pirólise

Os produtos primários gerados pela pirólise da biomassa sob as condições convencionais são gás, óleo, *char* e água, e neste caso, quanto maior a temperatura do processo maior o rendimento. Tanto a biomassa seca quanto a pré-seca podem ser submetidas a pirólise e em ambos os casos haverá formação de H₂O, que poderá ser removida do reator, tratada e novamente voltar ao sistema ou ser utilizada em outros pontos da unidade gaseificadora, como água de resfriamento ou na geração de vapor.

8.4.1.2. Oxidação Parcial

Entende-se por POX, o processo no qual a “queima” e a “oxidação” ocorrem com quantidades de ar/O₂ abaixo das estequiometricamente recomendadas para a combustão completa.

Quando o reagente O₂ é obtido a partir do ar ocorre a formação de um gás com baixo poder calorífico, devido a grande presença de N₂, e também as altas concentrações de CO, CO₂ e H₂. Quando o reagente é um ar rico em O₂ ou é apenas o O₂ puro, o gás formado apresenta elevado poder calorífico.

Nos processos de POX muitas reações químicas acontecem de forma simultânea, na mesma zona do reator. Em alguns casos, dependendo do projeto, os reatores podem ser divididos em partes, tais como: zona de combustão, responsável por suprir o calor para a zona de pirólise, que é a segunda zona, e por fim, pode haver a possibilidade de o projeto permitir uma terceira zona, denominada zona de secagem. A soma de todas estas etapas resulta no processo completo de POX.

A temperatura do gás é reduzida cerca de 315°C a uma faixa entre 40 a 200°C. O insumo seco entra na zona de pirólise onde a temperatura oscila entre 315 a 1.000°C. O *char* e as cinzas

descem até a zona aquecida, onde ocorre a oxidação do *char* com o O_2 puro, dando início à formação do *slag*. A temperatura inicial do *slag* formado está em torno de $1.650^\circ C$, e este fica acumulado no fundo do forno, e pode ser retirado pelo fundo. A composição típica do gás obtido em um processo como este é apresentada na Tabela 8.7.

Tabela 8.7 – Composição do gás de gaseificação via POX

Parâmetros	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂₊	H ₂	Poder Calorífico
Valores	40% mol	23% mol	5% mol	5% mol	20% mol	14,5 MJ/m ₃

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

8.4.1.3. Gaseificação a vapor (*steam gasification*)

Neste processo, vapor é misturado ao ar, de modo a promover reações endotérmicas nas quais vapor e carbono reagem para formar H_2 e CO (gás de síntese). Este procedimento foi muito comum no final do século XIX; e o único processo de gaseificação era a produção de um gás de baixo poder calorífico, em torno de $5,9 \text{ MJ/m}^3$, ou seja, extraia-se apenas 70% da energia contida no insumo gaseificado (biomassa virgem ou resíduos). O processo é composto de duas fases.

Na primeira denominada gaseificação a vapor, a temperatura de operação está em torno de 300 a $500^\circ C$ e são retirados os compostos voláteis da biomassa além de haver a formação inicial dos resíduos carbonizados. Na segunda fase denominada *Pyrolysis-steam reforming*, a temperatura de operação está em torno de $600^\circ C$. Nesta etapa, os compostos voláteis transformam-se em gás de síntese. Os alcatrões, óleos e betumes são reduzidos pelas reações de reforma a vapor, a uma fração menor que 10% da quantidade de biomassa original (Tabela 8.8).

Tabela 8.8 Parâmetros de operação da Fase Gás

Condições da Fase-Gás					
Operacional	500	600	600	600	700
Temperatura do Reator (°C)					
Tempo de Residência no Reator (s)	9	2	6	10	6
Rendimento dos Produtos %massa					
Gás	53	70	75	80	80
Resíduos Carbonizados	12	11	13	13	13
Alcatrão	35	19	12	7	7
Composição do Gás (mol%)					
H ₂	11	10	10	10	13
CO	40	55	52	55	53
CO ₂	42	20	20	16	13
CH ₄	2	6	8	8	12
C ₂ H ₄	1	3	4	4	5
C ₃ H ₆	1	1	2	1	1
C ₂ H ₆	1	2	1	2	1
Outros	2	3	3	4	2
PCS (MJ/m ³)	11,78	19,28	20,34	20,65	19,24

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

Neste processo ocorre um aumento da temperatura de operação e do tempo de residência, o que culmina em uma redução da produção de *chars* e alcatrão, e consequentemente um aumento na produção do gás de médio poder calorífico.

As relações estequiométricas apresentadas na Tabela 8.4 sugerem que o *syngas* obtido na gaseificação da biomassa é geralmente deficiente em H₂, o que o torna inadequado para a produção de metanol, visto que a relação molar H₂:CO é menor que 2. Neste caso, a adição de vapor ao processo poderia aumentar a quantidade de H₂ produzido, se houver formação e consequente reação do *char* através das reações de H₂Ov:C. A gaseificação a vapor permite a utilização de biomassa verde sem que haja a necessidade de secagem.

No caso da utilização apenas de vapor, a estequiometria esperada é mostrada na reação 8.17. Desta forma é possível alcançar a relação molar de 2H₂:1CO no gás de síntese, o que já permitirá que ele seja destinado à produção de metanol.

Ressalta-se que no caso da produção exclusivamente de metanol, o insumo mais utilizado mundialmente, é o gás natural. A biomassa poderia muito bem ser aplicada como um co-

insumo em uma planta já existente, desde que esta produza metanol a partir do GN. As reações 8.18 a 8.20 apresentam como seria a composição teórica do *syngas* obtido a partir da mistura do gás de síntese proveniente da gaseificação da biomassa com o gás de síntese proveniente da reforma a vapor do GN.

A reação 8.21 mostra a produção de metanol utilizando-se a mistura dos dois gases de síntese:

Por outro lado, as reações 8.22 e 8.23 apresentam como seria a produção de metanol se fossem utilizadas as duas correntes de gás de síntese de modo separado:

Observa-se que as correntes trabalhando de modo separado produzem apenas 6,47 mol de metanol, enquanto que operando de modo conjunto, geram 8,2 mol de metanol, ou seja, com apenas um volume de gás de síntese 24% maior, obtém-se 58% a mais de metanol. Outro ponto positivo de se utilizar as correntes misturadas é que não há sobra de CO_2 no processo.

Em condições adequadas de gaseificação, há a possibilidade do uso de O_2 ou ar para que se obtenha todo o calor necessário para o processo. Com a aplicação desta técnica pode ocorrer um aumento do rendimento da produção de óxidos de carbono. No caso da utilização de O_2 puro, há a necessidade da construção de uma planta de Air Separation Unit (ASU), fato que certamente eleva o preço da planta de gaseificação.

Caso o O_2 puro seja realmente utilizado, o gás produzido apresenta uma qualidade superior, pois não há diluição dos componentes, permitindo que um maior poder calorífico seja

atingido. Ao se utilizar o O_2 proveniente do ar, o gás produzido terá um baixo teor de energia pois seus componentes mais energéticos estarão diluídos em uma grande quantidade de N_2 .

8.5. Método comercial de gaseificação da biomassa

O insumo ideal para a gaseificação é aquele que contém baixos teores de materiais indesejados como os compostos nitrogenados, sulfurados e clorados, já que estes podem formar poluentes indesejáveis, causar corrosão nos equipamentos e produzir um gás com baixo poder calorífico. Outros compostos indesejados são os de origem mineral, pois causam a formação de cinzas e material particulado leve.

A formação de cinzas a partir dos metais alcalinos, como por exemplo, potássio e sódio, pode gerar danos nas superfícies dos trocadores de calor, e erosão nas hélices das turbinas e perda de eficiência no processo como um todo. Quando palha ou grama são usadas como biomassa, o processo de formação das impurezas que se incrustam nos trocadores de calor tem sua formação iniciada na zona de conversão, devido ao baixo ponto de fusão dos sais de metais alcalinos (tais como os silicatos).

A biomassa de madeira é um dos insumos que deve ser escolhido para o processo de gaseificação térmica, já que gramas e palhas têm um teor de cinzas relativamente alto quando comparadas a maioria das outras biomassas terrestres. Estas, quando usadas nos processos de conversão térmica, podem gerar problemas, dentre os quais o mais grave é a produção de material particulado.

Devido a seu alto teor de umidade, e baixos teores de carbono e hidrogênio, as plantas aquáticas não são consideradas como um tipo de biomassa aproveitável para o processo de gaseificação. Mesmo que estas fossem submetidas ao processo de secagem, a operação tornar-se-ia inviável, devido ao seu elevado custo. Em algumas espécies, o teor de umidade pode atingir 90% de seu peso (KLASS, 1998).

Conforme Klass (1998), as biomassas mais recomendáveis para o processo de gaseificação são madeiras, serragem, arbustos, resíduos vegetais / florestais como, por exemplo, os gerados na colheita e corte das plantações de pinheiros e eucaliptos.

Conforme Klass (1998), no final dos anos 1970 e início da década de 1980, havia no mundo cerca de quarenta empresas que ofereciam serviços de projeto e construção de plantas de gaseificação da biomassa. Desde então muitas empresas de pequeno porte faliram, e as de maior porte retiraram este tipo de serviço do seu portfólio. O maior responsável por este ocorrido foi a queda abrupta dos preços dos combustíveis fósseis derivados de petróleo e do

GN. Após a crise dos anos 1970, o mercado voltou ao normal, enfraquecendo a vertente da gaseificação da biomassa. Muitas das plantas construídas na América do Norte neste período estão sendo desligadas, deixadas em espera, ou até mesmo sendo adaptadas para a gaseificação do carvão. Visto que somente a utilização da biomassa como insumo, não se tem mostrado vantajosa nesta região. As demais regiões do mundo também não estão preparadas para trabalhar somente com a biomassa como insumo, fato apontado no banco de dados do GTC (2011). Onze plantas listadas que utilizam biomassa (ou resíduos) estão localizadas na Europa. Destaca-se que há duas plantas em construção, cuja entrada em operação está prevista para 2013.

8.5.1. Gaseificação da madeira em sistema pressurizado com injeção de ar e leito fluidizado borbulhante

O primeiro gaseificador do tipo leito fluidizado, injeção de ar, pressurizado, destinado a utilizar madeira como insumo, foi desenvolvido pela empresa Omnifuel Gasification Systems LTD, e foi instalado em uma serraria, em Ontário, Canadá (BURCHER, 1982, apud KLASS, 1998). O modelo gerava 84 GJ/h, era alimentado com lascas de madeira ou serragem a uma vazão de até 5,9 t/h, operando em temperaturas em torno de 760°C e pressão de 35,5 kPa.

O gás de baixo poder calorífico obtido através do processo, era utilizado localmente como combustível para a caldeira. O ar era introduzido pelo fundo e fluía através do leito. A parcela deste ar era utilizada na combustão do insumo de modo a promover a temperatura desejada. Outra parcela reagia com o *char* de modo a promover uma quantidade adicional de gás. O restante do ar é utilizado no próprio processo de gaseificação. A Tabela 8.9 apresenta a composição do gás úmido obtido no processo. A eficiência da conversão de carbono de 99% e a produção de alcatrão era muito baixa, ficando entre 0,1 a 0,2%. Ciclones eram utilizados para remoção das cinzas presentes no gás produzido.

Tabela 8.9 Composição do gás úmido

Parâmetros	CO	CO ₂ , N ₂ e H ₂ O _v	CH ₄	C ₂₊	H ₂	Poder Calorífico
Teores	12,3% mol	73,7% mol	4,6% mol	1,6% mol	7,8% mol	3,1 a 7,9 MJ/m ³

Fonte: KLASS, 1998; adaptação própria

O encerramento das atividades da planta deve-se a grande variação dos teores de umidade (de 5 a 50%) e a considerável oscilação na composição do gás obtido. Segundo a análise de Klass (1998) se esta planta operasse sob pressão de 1420 kPa, na mesma temperatura, o poder calorífico do gás produzido poderia atingir valores em torno de 11,8 a 15,7MJ/m³.

8.5.2. Gaseificação da madeira em gaseificador a baixa pressão com injeção de ar e leito fluidizado borbulhante

Em meados dos anos 1980, uma planta de gaseificação de 258GJ/h foi instalada na Florida pela empresa Alternate Gas Inc para a Southern Electric International. Consistia de dois gaseificadores idênticos, com diâmetro de 2,44m e com capacidade de conversão de 15,4t/h de biomassa em 129 GJ/h cada um.

Lascas de madeira de alta densidade e resíduos de serraria eram secos em um secador para a retirada de pelo menos 25% do teor de umidade. Cerca de 10 a 20% da carga sofria combustão em gaseificadores com 25% do volume de ar recomendado estequiometricamente para a combustão, promovendo o calor necessário para que se atingissem temperaturas entre 790 a 815°C, de forma que o processo de gaseificação tivesse início. A pressão de operação era de 34,5 kPa. O gás produzido com poder calorífico entre 5,9 a 71 MJ/m³ era enviado a um ciclone de dois estágios de modo a ser limpo e posteriormente, era enviado a secadores de madeira. Após a separação, o *char* era vendido aos produtores de carvão vegetal (*charcoal briquette*). A planta operou com reconhecido sucesso, durante um ano e após este período foi transferida para a Georgia pela própria Southern Electric International. Atualmente encontra-se parada.

8.5.3. Gaseificação da madeira em um *cross-draft gasifier combustion* com injeção de ar

Este sistema, que utiliza lascas de madeira com teor de umidade de até 45%, é constituído por um gaseificador acoplado a um combustor, ambos construídos pela ChipTec Woody Energy Systems e amplamente utilizados para suprir vapor na região noroeste dos EUA, abastecendo escolas, lojas e prédios comerciais. Um sistema de alimentação automática é responsável pelo abastecimento do gaseificador.

Alta temperatura de combustão, estocagem refratária de calor, e ar controlado permitem que o gaseificador responda rapidamente à demanda da caldeira. A saída do gás é da ordem de 0,5 a

10,5 GJ/h e as velocidades de queima são 50,8 a 965 kg/h, com cavacos de madeira que tenham teor de umidade de até 35%. Os sistemas menores são equipados com grades estacionárias, para separação das cinzas, enquanto que os de grande porte são dotados de grades rotativas.

8.5.4. Gaseificação da casca de arroz em um gaseificador *up-draft*, com injeção de ar

No início dos anos 1980, a empresa PRM Energy Systems Inc. iniciou a comercialização de plantas de gaseificação destinadas à conversão de biomassa em um gás de baixo teor de energia. Desde então, muitas plantas de gaseificação da biomassa baseada na tecnologia *air-blown up-draft*, da PRM, têm sido instaladas em vários países tais como Austrália, EUA e Malásia.

Em 1995, foi instalada no Mississippi uma planta com capacidade de processar 300t/d de casca de arroz. O sistema converte as cascas de arroz em um gás (121 GJ/h). Uma parcela deste gás é destinada a produção de energia elétrica através de uma turbina a vapor (5MW), e 6.800kg/h de vapor, o qual é utilizado na própria estação de beneficiamento. A carga é inserida no gaseificador através de uma esteira que descarrega o insumo na zona de secagem e aquecimento do gaseificador.

O processo de gaseificação é controlado automaticamente de modo a manter a temperatura do primeiro estágio estável. Quase toda a cinza produzida é removida pelo fundo do gaseificador. A baixa concentração de particulados no gás produzido permite que este seja utilizado diretamente no sistema de queima da caldeira, sem a necessidade de um processo de limpeza. O total de material particulado emitido pelo sistema de exaustão da caldeira era de 0,103 kg/GJ.

8.5.5. Gaseificação da biomassa em um gaseificador do tipo *up-draft*, com injeção de ar

Muitas plantas de pequena escala com gaseificadores do tipo leito fixo vertical, encontram-se comercialmente em operação em vários países como Suécia e Finlândia para a gaseificação de uma grande variedade de insumos como: cavacos de madeira, resíduos de serraria, palha, resíduo de combustíveis fósseis. Os gaseificadores são comercializados pela empresa Carbona Corporation e são do tipo *refractory-lined shaft furnace*, que são alimentados a partir do topo por um sistema hidráulico. As unidades são equipadas com um sistema hidráulico de rotação das grades instaladas no fundo. A sinterização das cinzas é evitada pelo vapor de água

presente no ar da gaseificação e as cinzas são removidas através do sistema de descarga instalado no fundo do gaseificador.

Nestes sistemas o teor de umidade dos insumos pode oscilar entre 0 a 45%, e os valores do poder calorífico entre 5,5 e 3,8 MJ/m³. Para um melhor aproveitamento do gás produzido, os gaseificadores podem ser conectados diretamente a um aquecedor de água ou a uma caldeira de vapor, dependendo do produto final que se queira obter: calor ou eletricidade, ou o gás pode ser utilizado diretamente em secadores ou fornos.

8.5.6. Processo de gaseificação em leito fluidizado circulante da Foster Wheeler

Esta tecnologia foi desenvolvida visando o processamento de restos de biomassa originados da indústria de papel e celulose. A primeira unidade foi construída em 1983. O gás produzido era utilizado como combustível complementar de um forno dentro da própria indústria de papel e celulose. Mais três unidades como esta foram construídas em Portugal e Suécia, destinadas a aplicações similares, e suas capacidades variavam entre 17 e 35MWth.

A maior unidade construída localiza-se na Finlândia, com capacidade entre 40 a 70MWth, dependendo do combustível utilizado. Como combustível primário é usado biomassa, mas vários resíduos de combustíveis fósseis também são usados. Uma planta similar está em operação na Bélgica, porém o combustível primário utilizado é o resto de madeira.

Todas estas unidades mencionadas operam em pressão atmosférica, porém a Foster Wheeler também possui um sistema de gaseificação pressurizado, que opera a 20bar, com capacidade de produção de 18MWth (6MWe) e opera sobre o regime de IGCC. Esta planta está localizada em Värnamo na Suécia.

O insumo a ser utilizado pelo gaseificador é pressurizado nos *lock-hoppers*, e um alimentador (transportador) parafuso é utilizado para levar o insumo pressurizado até o gaseificador. A temperatura de operação oscila entre 950 e 1.000°C. A remoção primária das cinzas ocorre através de um sistema de *lock-hoppers* localizado no fundo do gaseificador. As partículas dos finos são removidas quando o gás quente passa por um sistema de filtro de vela de cerâmica, com temperatura em torno de 350 a 400°C, que é a temperatura de entrada do gás na câmara de combustão do forno. A produção de alcatrão é menor que 5g/Nm³ do gás seco. O diagrama simplificado do processo está representado na Figura 8.1

Figura 8.1 Diagrama de Processo simplificado da gaseificação pressurizada da biomassa, em tecnologia Foster Wheeler

Fonte: (HIGMAN E BURGT, 2007; adaptação própria)

8.5.7. O processo SilvaGas

Processo de dois estágios, que ocorre a pressão atmosférica, foi desenvolvido pela empresa Battelle e a primeira unidade de demonstração industrial com capacidade de processamento de 200t/d foi construída em Burlington (EUA). A comercialização do processo é feita pela Future Energy Resources (FERCO) que opera sob o nome de SilvaGas. Nesta planta, o gás de médio poder calorífico, é utilizado em uma caldeira.

O princípio deste processo é muito similar ao *cracker* catalítico de uma refinaria de petróleo, onde dois reatores de leito fluidizados são utilizados. No primeiro reator a reação é endotérmica, e no segundo é exotérmica. O gás produzido apresenta médio poder calorífico e é utilizado em uma turbina.

Assim como em qualquer processo de gaseificação da biomassa, é necessária a preparação do insumo, que é reduzido a pedaços entre 30 a 70mm e impurezas, como metal, são removidas. A biomassa é enviada para o gaseificador onde é misturada com areia e vapor. Hidrocarbonetos leves são formados juntamente com hidrogênio e monóxido de carbono.

O *syngas* produzido costuma apresentar teor de alcatrão em torno de 16g/Nm^3 e dependendo da aplicação do mesmo, o alcatrão deve ser removido. A Tabela 8.10 e a Figura 8.2

apresentam, respectivamente, a composição típica do *syngas* produzido e um diagrama simplificado do processo.

Tabela 8.10 Composição do gás úmido

Parâmetros	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂₊	H ₂	Poder Calorífico
Teores	44,4% mol	12,2% mol	15,6% mol	5,8% mol	22,0% mol	17,3 MJ/m ³

Fonte: Paisley, Irving e Overend, 2002, apud HIGMAN e BURGT, 2007

Figura 8.2 - Diagrama Simplificado do Processo da SilvaGas

Fonte: Paisley, Irving e Overend, 2002, apud HIGMAN e BURGT, 2007

8.5.8. Entrained-flow – Chören Process

Embora haja a tendência em se utilizar leito fluidizado para a gaseificação da biomassa, o processo da empresa alemã de BTL, Chören, utiliza o *entrained flow*. A empresa foi fundada em 1990 com o objetivo de desenvolver um processo de gaseificação comercial da biomassa voltada a produção de combustíveis para transporte.

Uma planta piloto, denominada Alpha, entrou em operação em 1998. Uma planta com capacidade de produção de 1MWth, operando a pressão atmosférica, do tipo injeção de ar,

acoplada a um reator de FT, com o objetivo de demonstrar o conceito BTL. Em 2003, a planta Beta entrou em operação, e consistia de um gaseificador *entrained-flow*, com capacidade para 45MWth, injeção de O₂. No ano de 2005, esta planta operou por 5.000 horas e seu desempenho foi considerado como satisfatório.

A Chören associou-se a Shell, e a previsão é que a unidade de gaseificação e FT sejam capazes de gerar pelo menos 15.000 t/a de combustíveis sintéticos. No caso haverá apenas a produção de diesel. Há projetos da construção de uma nova unidade, onde se espera que a parte de gaseificação possa gerar 160MWth (HIGMAN e BURGT, 2007, apud BIENERT, 2007).

O problema da produção de alcatrão no processo da Chören foi solucionado a partir de um processo composto por três estágios, conforme apresentado no diagrama da Figura 8.4. Na primeira fase a biomassa é alimentada no gaseificador horizontal através de *lock-hoppers*, e é misturada com oxigênio. A pirólise ocorre em temperaturas em torno de 400 a 500°C. O gás resultante e o material carbonizado são removidos separadamente. O gás de pirólise é então submetido a alta temperatura do processo de gaseificação, que já é o segundo estágio do processo (Carbo-V® reactor). A alta temperatura desta etapa, normalmente acima de 1.400°C, destrói todo o alcatrão formado na pirólise. As cinzas e os resíduos carbonizados são reciclados a partir do terceiro estágio (resfriamento químico), que também são processados no gaseificador a altas temperaturas. Os resíduos carbonizados obtidos a partir do processo de pirólise são moídos e injetados no segundo *quench* químico.

O gás quente a alta temperatura, que deixa o gaseificador fornece, o calor necessário para a reação de gaseificação, a qual é endotérmica. Neste momento ocorre a gaseificação do resíduo carbonizado formado na etapa de pirólise. O gás cru deixa o reator do Carbo-V® a uma temperatura em torno de 800°C. O calor sensível deste gás é utilizado para a geração de vapor. A conversão dos resíduos carbonizados no *quench* químico não é completa, logo o material carbonizado e as cinzas presentes no gás são removidos através de um filtro de partículas. O *syngas* deve ser submetido a tratamentos adicionais, tais como o processo de *Shift* e remoção de compostos sulfurosos antes de ser submetido ao processo de FT. A Figura 8.3 apresenta o diagrama simplificado para este processo.

Figura 8.3 – Diagrama de Processo Simplificado do BTL da Chören

Fonte: (Higman e Burgt, 2007; adaptação própria)

9. METODOLOGIA

9.1. Introdução

Neste capítulo estão apresentadas as ferramentas da qualidade que foram adaptadas e utilizadas para o desenvolvimento do trabalho. No desenvolvimento das matrizes, foram feitas análises dos fatores elencados nos dois diagramas. Estas análises, ao mesmo tempo em que formaram subsídios para a atribuição de valores das entradas das matrizes, geraram uma discussão prévia dos resultados parciais.

9.2. Ferramentas da qualidade

Embora muitas vezes seja possível encontrar nas explicações e definições das ferramentas da qualidade que estas devem ser construídas por um grupo de pessoas de forma espontânea, a análise das mesmas mostrou ser possível utilizá-las para a realização deste trabalho.

O principal objetivo ao escolher-se utilizar algumas destas ferramentas na metodologia foi trabalhar com uma forma prática e dinâmica de sistematização de informações coletadas no desenvolvimento da pesquisa. Em um segundo momento, foi importante a aplicação de algumas ferramentas utilizadas na metodologia Seis Sigma, para atribuir grau de importância a cada parâmetro selecionado previamente, através da definição de pesos para as entradas e saídas dos processos analisados.

Outro ponto importante a ser ressaltado, é que muitas definições que serão apresentadas neste capítulo contém a palavra falha. Em se tratando de metodologias voltadas ao aprimoramento da qualidade de um processo, é de se esperar que esta se importe com a correção das falhas. Porém, no estudo em questão, o foco não é falha, e sim análise e sistematização de informações e dados coletados durante a pesquisa.

9.2.1. Diagrama de afinidades

É uma ferramenta que tem como principal objetivo reunir uma grande quantidade de dados de naturezas diversas (como por exemplo: ideias, opiniões, modelagens, informações técnica e científica, entre outros), e organizá-los em grupo, baseando-se no relacionamento natural entre cada item. Desta forma grupos de itens poderão ser definidos (MIZUNO, 1993).

Conforme a Sociedade Americana de Qualidade (*American Quality Society – AQS*), esta ferramenta também é conhecida como gráfico de afinidade (*affinity chart*) ou método K-J. Criado e desenvolvido nos anos 1960 pelo antropólogo japonês, Kawakita Jiro, que a desenvolveu em 1960. Ainda conforme a AQS (2010), a principal finalidade do Diagrama de Afinidades é organizar um grande número de ideias em suas relações naturais, exemplificado na Figura 9.1

Figura 9.1- Exemplificação do início da construção de um diagrama de afinidade
Fonte: (Mizuno, 1993)

Conforme Mizuno (1993), o Diagrama de Afinidades esclarece problemas ou situações importantes, nos quais o estado inicial é confuso, desordenado ou inexplorado. Por outro lado, He et al (1996) e Anjard (1995) entendem que este Diagrama é uma ferramenta de *brainstorming*²⁴, utilizada para agrupar fatos, opiniões, ideias, de acordo com alguma forma de afinidade natural. Esta ferramenta coleciona um grande número de ideias, opiniões, informações e organiza estes dados, agrupando através de um relacionamento natural entre cada item.

Moura (1994), considera que esta ferramenta é utilizada sempre que for necessário o esclarecimento de situações ou problemas de extrema importância, principalmente quando a situação inicial aparentar uma natural desordem.

9.2.2. A aplicação ideal da ferramenta

Conforme a AQS (2010), o Diagrama de Afinidade deve ser aplicado quando:

²⁴ *Brainstorming*: Ferramenta de qualidade utilizada como primeira etapa na implementação da metodologia. Um grupo de pessoas se reúne para estudar determinado assunto, e todos contribuem com palavras-chaves associadas a este. É comumente conhecida como chuva de ideias, ou chuva de palpites.

- a) muitos fatos ou ideias são confrontados, principalmente quando estas aparentam um certo caos de informações;
- b) os problemas podem ser considerados como grandes e complexos, para serem desbravados;
- c) necessário o consenso do grupo, quando projeto é criado em equipe.

Normalmente, opta-se por esta ferramenta após uma sessão de *brainstorming*, ou ao analisar dados verbais, como por exemplo, referentes a um inquérito, ou ao levantamento feito por uma pesquisa.

9.2.3. Os pontos prós e contras da ferramenta

A principal vantagem da ferramenta Diagrama de Afinidade é a facilidade em apontar soluções para uma situação que se apresente nebulosa. A iniciativa de agrupar fatores correlacionados permite que se estratifique os pontos, podendo assim enxergar uma solução para o problema estudado. No caso da metodologia desenvolvida para este trabalho, a principal vantagem desta ferramenta, que foi adaptada, está em auxiliar na separação dos fatores positivos e negativos de cada elemento que compõe a tríade. E também já auxilia, de modo visual, a identificar quais dos elementos tende a ser mais positivo e /ou mais negativo. Como ponto contra desta ferramenta destaca-se a sua limitação, pois além de agrupar fatores em comum, ela nada mais faz.

9.3. Diagrama de relações

Pode ser considerado como o oposto do Diagrama de Afinidades, pois se escolhe uma ideia central e a partir desta são criadas ramificações. É possível também, que a cada uma das ramificações elencadas, sejam atribuídas mais ramificações e assim sucessivamente (MOURA, 1994).

Outro ponto principal desta ferramenta está em construir um mapa de relações lógicas de causa e efeito entre as ramificações elencadas ao longo do processo. O diagrama final obtido após vários refinamentos muito se assemelha aos fluxogramas de controle de processos industriais, nos quais várias decisões são tomadas ao longo do caminho.

Moura (1994), considera que o diagrama de relações é eficaz para os casos que possuem inter-relacionamentos complexos. Para que esta ferramenta possa ser utilizada é necessária a definição das causas lógicas implícitas no processo. Segundo Pereira (2010), o diagrama de

relações apresenta os diversos fatores ou itens relevantes a uma situação ou problema, indicando as relações lógicas entre eles através de setas. A Figura 9.2 apresenta as três formas mais comuns do diagrama de relações: relações convergentes para o centro do problema, relações direcionais internas ao problema e relações com indicações referenciais ao fator importante.

Figura 9.2 – Principais formas do diagrama de relações
 Fonte: (Moura, 1994; adaptação própria)

Dentre as principais finalidades definidas por diversos autores tais como Moura (1994), Pereira (2010), Mizuno (1993), destacam-se:

- a) permitir o entendimento de problemas que apresentem relações complexas de causa-efeito;
- b) viabilizar a adoção do método de pensamento multidirecional em que é possível analisar as diversas “casualidades” entre causa-efeito. Muitas vezes é necessário o rompimento com o pensamento linear, situações em que se busca por uma ordem nas questões de causa-efeito.

9.3.1. Pontos prós e contras da ferramenta

A principal vantagem desta ferramenta é a facilidade com que ela se apresenta para relacionar fatores em comum, e podendo até destacar, de modo visual (cores ou formatos) no diagrama, os pontos mais importantes do problema em questão. As três formas básicas apresentadas anteriormente na Figura 9.2 mostram como é possível estabelecer interrelações entre os fatores listados em torno de um assunto. Para a metodologia desenvolvida neste trabalho, já foi possível, em um primeiro momento, criar os subgrupos de cada elemento da tríade (logística, processo, entre outros). Mais um ponto importante neste trabalho foi a facilidade em separar os fatores positivos dos negativos, e a possibilidade de criar um fator novo (que fosse positivo e negativo ao mesmo tempo) através apenas da inserção de uma nova cor (verde).

Como ponto negativo esta ferramenta apresenta uma certa limitação, pois mesmo sendo possível identificar e estratificar os elementos em torno do problema proposto, ela não permite a quantificação ou valoração dos mesmos.

9.4. Matriz causa-efeito

Conforme Mizuno (1993), matriz causa-efeito é uma ferramenta que permite a visualização em forma matricial, da influência de cada parâmetro do processo (variável independente), em cada parâmetro do produto (variável dependente). Auxilia na priorização da importância de variáveis-chave, tanto de entrada quanto de saída.

Esta ferramenta é utilizada para que seja possível correlacionar, primeiramente, os principais dados obtidos entre as “pontas” insumo e produto, permitindo assim, um melhor direcionamento para a escolha do melhor processo. A Figura 9.3 é um exemplo de matriz causa-efeito, para a qual são colocados de forma genérica, entradas, saídas, valores e atribuições de pesos.

Pesos	10		9		8	
S E	Saída #1		Saída #2		Saída #3	
Entrada #1	Valor		Valor		Valor	
Entrada #2	Valor		Valor			
Entrada #3	Valor				Valor	

Valor = Relação entre Entrada e Saída
1 - Fraca 10 - Forte

Figura 9.3 – Exemplo de matriz causa-efeito

Fonte: (elaboração própria)

A Figura 9.4 apresenta um exemplo de matriz causa-efeito preenchida através da seleção de parâmetros classificados como entrada e saída de processos. A cada saída deve ser atribuído um peso de modo que o maior peso represente a maior importância desta saída no processo como um todo. Na sequência, deve-se preencher a interligação entre entrada e saída com um valor que reflita o grau da relação entre os dois. Quando esta relação for muito fraca, o valor é igual a 1 e quando esta relação for forte, o valor deverá ser igual a 10.

Após a montagem da matriz e preenchimento das células de “valor”, deve-se multiplicar cada peso pela sua respectiva célula de valor, e o resultado deve ser somado. Isso deve ser feito em cada linha.

Pesos	10		7		4	
S E	Saída #1		Saída #2		Saída #3	Resultado
Entrada #1	8		4		8	140
Entrada #2	7		6		4	128
Entrada #3	9		1		5	117

Figura 9.4 - Exemplo de matriz causa-efeito preenchida

Fonte: (elaboração própria)

9.4.1. Os pontos prós e contras da ferramenta

Ao contrário dos diagramas de afinidades e relações que não permitiam quantificar os fatores analisados em um determinado problema, a matriz causa-efeito apresenta como principal vantagem a valoração destes fatores. E como forma de refinar ainda mais esta qualidade, a valoração é feita de modo a relacionar dois parâmetros de um mesmo problema (entrada e saída), ou seja, é possível dimensionar o grau de relação que há entre os dois e o quanto isto representa do montante final.

Já o principal ponto negativo é que na maioria das vezes a atribuição dos valores (entrada e saída) ocorre com base na experiência que se tem nos projetos, ou seja, há um certo grau de subjetividade, que precisa ser considerado na análise dos valores obtidos. Difícilmente se encontrará uma tabela com valores pré-determinados que se possa utilizar na matriz causa-efeito.

9.5. Ferramentas aplicadas à metodologia

9.5.1. Diagrama de afinidade e diagrama de relações

Conforme apresentado no item 9.1.1, o diagrama de afinidades é uma ferramenta cujo objetivo principal é reunir uma grande quantidade de dados de naturezas diversas, sobre um determinado tema. Já o diagrama de relações parte de uma ideia central, em que são criadas as ramificações.

Para este trabalho foi desenvolvido, a partir do diagrama de afinidades, uma variação adaptada deste, na qual são elencados e reunidos os fatores positivos e negativos relacionados aos tópicos: insumos, processos, produtos.

O diagrama de relações também foi dividido entre fatores positivos, representados pela cor azul, e negativos, representados pela cor vermelha e aqueles que se encontraram nos dois fatores, receberam a cor verde. Outra adaptação feita entre a ferramenta original e a utilizada nesta metodologia são as setas, pois nesta todas apontam apenas para a ideia central.

Devido à lógica de construção de aplicação da ferramenta, observam-se divergências quanto à quantidade de fatores positivos e negativos. Enquanto que o diagrama de afinidade relaciona os fatores através de uma lista, o diagrama de relações permite que se estabeleçam agrupamentos e funcionalidades, tanto que surgem nestes relacionamentos elementos que podem ser classificados, primeiramente, como fatores neutros.

O principal objetivo desta primeira etapa é confrontar os pontos positivos e negativos de cada um dos itens da tríade, de modo que seja possível, ao final da análise, concluir se o fator analisado pode ser considerado como positivo ou negativo. Em uma etapa adiante, esta informação será útil para que os fatores sejam colocados na matriz de causa-efeito, na qual serão atribuídos valores a cada um dos itens e com isso seja possível determinar qual a melhor tríade (insumo – processo – produto) a ser escolhida. O segundo ponto importante de se montar esta análise através dos confrontos é também, criar uma metodologia de análise, que possa ser facilmente utilizada, possibilitando a inserção de diversas outras informações das quais se tenha conhecimento, além das aqui apresentadas.

9.5.2. Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os insumos carvão mineral, biomassa e gás natural.

Neste item estão apresentados os levantamentos referentes aos fatores positivos e negativos para cada um dos insumos estudados: carvão mineral, biomassa e gás natural. Na etapa inicial, o objetivo foi listar todos estes fatores, para que fosse construído o diagrama de relações. Esta é uma etapa importante, pois através dela, torna-se possível ter uma indicação de qual dos insumos apresenta maior facilidade para uso. Para o insumo que se apresentar de forma mais negativa, é possível, também, identificar quais são os fatores considerados limitantes para sua aplicação e se há alguma forma de contorná-los.

9.5.2.1. Carvão mineral

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos do carvão mineral foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.5) e um diagrama de relações (Figura 9.6).

Figura – 9.5 Diagrama de afinidades dos fatores positivos e negativos do carvão mineral

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.6 - Diagrama de relações dos fatores positivos e negativos do carvão mineral

Fonte: (elaboração própria)

9.5.2.1.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o carvão

Em uma análise dos fatores negativos, os que mais pesam contra a utilização do carvão como insumo na produção de combustíveis e derivados sintéticos são aqueles relacionados aos impactos ambientais como poluição (NO_x e SO_2) e geração de cinzas. Por outro lado, tem-se como alternativa positiva a estes fatores a utilização da tecnologia CCT, desenvolvida para tornar o carvão um recurso ambientalmente aceitável. Como fator negativo, tem-se o aumento de custos no processo como um todo. Porém, o insumo carvão apresenta baixo custo, principalmente quando comparado ao gás natural.

A baixa densidade energética e o alto custo com o transporte podem ser minimizados se a instalação da planta de processamento for localizada próxima à região produtora. No Brasil, a disponibilidade do carvão é bem centralizada, o que reduz significativamente os custos com transporte. A análise de viabilidade de instalação de uma esteira transportadora é passível de ser considerada em um projeto. Tal alternativa de transporte poderia aliviar os custos relacionados ao armazenamento do insumo no local de processamento. Caso contrário, será necessário um local para o armazenamento.

Em termos de processos, a alta quantidade de impurezas e o estado físico sólido, culminam na necessidade da utilização de processos de pré-tratamento, o que novamente acaba por acrescentar custos, porém o baixo custo do insumo pode auxiliar na amortização destes impactos. Existe uma concorrência no uso do carvão para fins metalúrgicos e siderúrgicos, porém as reservas disponíveis no Brasil podem abastecer os dois setores sem que ocorram problemas de fornecimento.

9.5.2.2. Biomassa

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da biomassa foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.7) e um diagrama de relações (Figura 9.8).

Figura 9.7 - Diagrama de afinidade para a biomassa
Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.8 - Diagrama de relações para a biomassa
 Fonte: (elaboração própria)

9.5.2.2.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para a biomassa

Embora a biomassa tenha como principal argumento favorável o grande apelo ambiental, principalmente por ser um insumo renovável, há alguns fatores negativos que podem acarretar inúmeros questionamentos sobre a sua utilização como matéria-prima na produção de combustíveis e derivados sintéticos. É importante ressaltar, que para este trabalho, a biomassa a ser analisada é constituída por resíduos agrícolas provenientes das culturas de soja, arroz e milho. Não foram considerados, nesta análise, as florestas energéticas, nem os resíduos orgânicos de outras atividades, como por exemplo, extração de madeira, tanto para indústria madeireira, quanto para papel e celulose.

Como a biomassa está relacionada a resíduos, agrícolas há grandes entraves relacionados indicados nos fatores negativos de seu diagrama, tais como a sazonalidade da matéria prima, inerentes às épocas de colheita dos produtos. Em alguns casos o alimento só é tratado na

unidade de beneficiamento. Este fato tanto pode auxiliar como dificultar a questão em fatores logísticos (recolhimento e transporte do resíduo), como há também a possibilidade deste ser utilizado pela própria unidade de beneficiamento na geração de calor e / ou eletricidade.

Em termos logísticos, o recolhimento e o transporte são as etapas mais complexas, além de ser necessário um local para armazenamento do estoque. Há proximidade entre as regiões produtoras, pois as que mais se destacam são: região Sul, Sudeste (principalmente São Paulo), Centro-Oeste (com destaque para Mato Grosso do Sul). Uma unidade produtora de combustíveis e derivados sintéticos que optasse por utilizar apenas biomassa como insumo, deveria analisar a hipótese de localizar-se em um ponto equidistante destas regiões produtoras. Mas, é importante lembrar que na análise de viabilidade nem sempre as estradas que interligam estas regiões apresentam boas condições de rodagem. Dentre os problemas que isto pode acarretar destacam-se: grande tempo gasto para percorrer pequenas distâncias, custo do frete, perda de material ao longo do percurso e paradas não planejadas devido à necessidade de reparos nos veículos.

Quanto à etapa de processamento, os fatores negativos relacionados à biomassa são a baixa densidade energética, o que restringe a possibilidade de utilizá-la como fonte de energia do processo (que poderia ser comparado a uma concorrência interna), o alto teor de umidade (necessita-se obrigatoriamente de uma etapa de secagem)²⁵, baixo teor de carbono, principalmente se comparada ao carvão mineral e ao GN. Este ponto é fortemente negativo, pois quanto menor a quantidade de carbono, menor a produção do gás de síntese. Além disso, o estado físico do insumo também exige uma etapa de pré-tratamento.

Com relação aos fatores ambientais, os positivos são maiores que os negativos. Por ser um insumo renovável e poder gerar créditos de carbono, há uma amortização da questão da geração de cinzas e particulados. As cinzas exigem um preparo na hora do descarte e os particulados exigem a instalação de filtros e demais dispositivos capazes de retê-los.

O baixo custo, a produção compulsória dos resíduos e o fácil acesso aos mesmos (nos campos), também servem como incentivo a sua utilização como insumo na produção de combustíveis e derivados sintéticos. A localização das principais áreas de plantio encontra-se bem centralizada, facilitando a escolha do local de instalação da planta.

²⁵ Secagem natural: ponto positivo, baixo custo, principalmente de energia. Ponto Negativo: é necessário um local amplo, preferencialmente cimentado, para que se coloque a biomassa espalhada para que ocorra a secagem natural. Secagem induzida: ponto positivo: necessita de menor espaço físico e em pouco tempo obtém-se o material seco. Ponto negativo: custos com a aquisição do equipamento e custos com energia e manutenção do equipamento.

Em alguns tipos de gaseificadores há a possibilidade de se trabalhar em conjunto com biomassa e carvão. O fator positivo é a independência com relação à sazonalidade do insumo, e o fator negativo relaciona-se a localização do ponto ótimo de instalação da planta de processamento.

9.5.2.3. Gás natural

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos do gás natural foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.9) e um diagrama de relações (Figura 9.10).

Figura 9.9 – Diagrama de afinidade gás natural

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.10 - Diagrama de Relações para o gás natural
 Fonte: (elaboração própria)

9.5.2.3.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o GN

A análise da utilização do gás natural como insumo na produção de combustíveis e derivados sintéticos a partir do diagrama de afinidades e do diagrama de relações, com comparativo entre os fatores positivos e negativos aponta maior vantagem para o lado positivo.

Porém, dentro do grupo de fatores negativos, estão listados aqueles que podem ser considerados complexos e preocupantes, principalmente os que dizem respeito a logística do processo de entrega do insumo. O GN é caracterizado como uma indústria de rede, e a implantação do sistema de distribuição representa um alto investimento. O segundo ponto é o custo do GN, principal fator, a ser computado, na instalação ou não de uma unidade de produção de combustíveis e derivados sintéticos.

A alta concorrência com sua utilização na parte energética, tais como usinas termelétricas, geração de calor e vapor no setor industrial é um fator negativo. Soma-se o fato de o Brasil não possuir tradição na utilização do gás natural como insumo na indústria química (apenas

há a produção amônia e metanol) e petroquímica (apenas a RioPol utiliza as frações mais pesadas do GN para produção de resina).

Completando a análise dos fatores negativos, tem-se que os custos de instalação da planta, e infraestrutura são elevados, principalmente por ser necessária a instalação de uma unidade de ASU, além do GN ser um combustível fóssil não renovável.

Por outro lado, a análise dos fatores positivos aponta que no diagrama de afinidades há dez itens positivos. Estes, além de amortizarem os fatores negativos, indicam que há vantagens na utilização do GN como insumo.

Em um futuro próximo, a disponibilidade deste insumo no Brasil, tende a ser elevada. Tal fato é reforçado pelas recentes descobertas relacionadas à região, denominada Pré-Sal. As bacias que compõem esta área localizam-se, majoritariamente, na costa da região sudeste (Espírito Santo, Rio de Janeiro e São Paulo) e uma pequena porção localizada no Paraná, facilitando a definição do local da planta. O processo de implantação (desde planejamento, estudo de viabilidade, construção e comissionamento) de uma unidade produtora, é uma atividade que compreende determinado número de anos, que talvez seja o tempo suficiente para que a região estudada seja atendida pelo fornecimento do insumo.

O fato de o GN ser considerado uma indústria de rede, apresenta facilidades em termos de processo, pois se trabalha no modo contínuo, e não em batelada como é o caso do carvão e da biomassa, não havendo necessidade de estocagem do insumo. Ainda em termos de processo, o próprio estado físico do GN já possibilita sua admissão diretamente nos reformadores do processo, e, além disso, o GN recebido não necessita de pré-tratamento (visto que este já ocorre nas UPGNs). Pode ser considerado como uma fonte limpa, não sendo necessária a instalação de nenhuma unidade de tratamento ou remoção de particulados.

9.5.3. Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os processos

Neste item estão apresentados os levantamentos referentes aos fatores positivos e negativos para cada um dos processos estudados: gaseificação do carvão mineral e da biomassa, produção de *syngas* a partir do GN e o processo FT. Na etapa inicial, o objetivo foi listar todos estes fatores, para que fosse construído o diagrama de relações.

9.5.3.1. Gaseificação do carvão mineral

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos do gás natural foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.11) e um diagrama de relações (Figura 9.12).

Figura 9.11 – Diagrama de afinidades para a gaseificação do carvão

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.12 - Diagrama de Relações para a gaseificação do carvão

Fonte: (elaboração própria)

9.5.3.1.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de gaseificação do carvão

Nesta etapa são feitas análises detalhadas dos fatores elencados nos diagramas. Embora alguns destes, tanto positivos quanto negativos, sejam similares aos elencados nos diagramas de insumo, faz-se necessária a repetição para que se possa analisar o contexto como um todo. Para o processo de gaseificação do carvão, há treze fatores negativos e apenas dez pontos positivos. A maioria destes relaciona-se à etapa de processamento, e um dos mais críticos é a instabilidade da composição do gás de síntese obtido. Esta instabilidade afeta toda a sequência dos processos. Logo, a etapa de purificação deste *syngas* é um processo obrigatório devido a presença, principalmente, de compostos sulfurosos, e demais impurezas, gerando mais custos ao projeto.

Ao mesmo tempo em que se tem como vantagem o fato de gaseificadores atuais serem capazes de processar grandes volumes, o fator negativo é que o processo ocorre em bateladas. Outro fator negativo de se trabalhar com o carvão é a necessidade de instalação de alguma das tecnologias disponíveis de CCT, o que novamente acrescenta custos. Mas como vantagens

tem-se que a própria CCT auxilia na utilização de um recurso extremamente abundante e pouco utilizado no país. Tanto a CCT, quanto os processos de pré-tratamento do carvão e purificação do *syngas* já são tecnologias consolidadas. Uma planta de gaseificação de carvão destinada à produção de combustíveis e derivados sintéticos pode gerar energia elétrica, operando através da tecnologia IGCC.

Há também inúmeros casos de sucesso que utilizam o carvão para a produção de amônia, metanol e combustíveis líquidos (CTL), espalhados pelo mundo. Mas há uma grande falta de incentivo nacional para o desenvolvimento deste setor no país.

A principal barreira alegada para que não se trabalhe com o carvão no Brasil são os fatores ambientais, principalmente a geração de cinzas e emissão de particulados, e o descarte das cinzas (independente de seu estado físico, se *slag* ou seca).

Quanto às cinzas, há inúmeras pesquisas sendo realizadas, conforme observado na análise dos artigos publicados em congressos específicos como o World of Coal Ash Conference. Ginster e Matjie (2005), relatam que a SASOL iniciou suas pesquisas há bastante tempo, e, atualmente, já comercializa as cinzas provenientes da gaseificação do carvão às indústrias especializadas na produção de blocos de concreto. Estas cinzas também são utilizadas na concretagem de baixa resistência. O benefício apontado pela empresa não é apenas financeiro e sim ambiental. Porém, o maior problema está, novamente, alocado na questão logística, pois o custo com o manejo e transporte das cinzas até o ponto de produção dos blocos é muito elevado. Outra hipótese que se encontra em avaliação, é a deposição das cinzas em minas desativadas.

9.5.3.2. Gaseificação da biomassa

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da gaseificação da biomassa foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.13) e um diagrama de relações (Figura 9.14)

Figura 9.13 - Diagrama de afinidade para a gaseificação da biomassa

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.14 - Diagrama de Relações para a gaseificação da biomassa

Fonte: (elaboração própria)

9.5.3.2.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de gaseificação da biomassa

Os principais gargalos apresentados na escolha deste processo são: a instabilidade na composição do gás de síntese (principalmente devido a variação da composição da biomassa), o alto custo de purificação do *syngas*, processo em batelada, geração de cinzas e particulados. Outras questões negativas que geram dúvidas quanto à escolha deste processo são: a tecnologia não se encontrar em estágio maduro, (hipótese comprovada pelo fato de a única planta de BTL no mundo, a Chören, encontrar-se em fase de teste); a baixa quantidade de fornecedores de tecnologia.

Os demais gargalos são todos relacionados ao insumo, sendo a sazonalidade o mais crítico destes. A disponibilidade da biomassa depende das épocas de colheita das culturas (arroz, soja e milho). Há também a concorrência com outras formas de utilização desta biomassa, tais como: na geração de calor (casca de arroz); produção de ração animal (sabugo de milho e torta do esmagamento da soja); aplicação dos resíduos de colheita no solo (soja) para prevenir

a erosão. Assim como o carvão mineral, a biomassa também requer local para o seu armazenamento.

Não há tantos fatores positivos no processo de gaseificação da biomassa, mas os elencados apresentam elevada importância ambiental tais como: energia renovável; utilização de resíduos agrícolas e florestais; possibilidades no desenvolvimento de tecnologias nacionais e a entrada de novos *players* na produção de combustíveis e derivados sintéticos.

Há mais dois fatores positivos que devem ser considerados: a possibilidade de mistura com carvão mineral no gaseificador (reduzindo o risco da sazonalidade da biomassa) e a possibilidade de uma operação em linha com a produção de gás de síntese a partir do GN (Capítulo 8 item 8.4.1.3), aumentando o rendimento da produção de metanol.

9.5.3.3. Produção de *syngas* a partir do GN

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção do *syngas* a partir do GN, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.15) e um diagrama de relações (Figura 9.16)

Figura 9.15 – Diagrama de afinidade da produção de *syngas* a partir do GN
Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.16 – Diagrama de relações para a produção de *syngas* a partir do GN

Fonte: (elaboração própria)

9.5.3.3.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo de produção de gás de síntese a partir do gás natural

A obtenção de *syngas* a partir do GN é um processo amplamente utilizado, tanto no Brasil quanto no mundo, sendo esta uma das principais razões para que o mesmo apresente muito mais fatores positivos (11) do que negativos (6), quando comparados.

Nos fatores negativos, observa-se a falta da diversificação da produção do gás de síntese e a dificuldade da entrada de novos *players* no mercado. Há também uma restrição quanto à localização da planta, que deve estar próxima a um *city gate*. A indústria de rede gera esta limitação.

Outro fator negativo é o alto custo de instalação e manutenção de uma planta ASU, além de o processo como um todo apresentar elevada demanda energética. A instalação de uma indústria desta natureza no Brasil traz incertezas visto que atualmente só se produz amônia e metanol a partir do GN.

As plantas de GTL bem sucedidas ao redor do mundo, somadas a atual estabilidade das plantas de Fischer-Tropsch, resultam em um importante fator positivo.

A tecnologia de produção do *syngas* é madura e o processo apresenta elevado grau de confiabilidade. As plantas são capazes de processar grandes volumes e de forma contínua e com altos rendimentos. A facilidade de estar ligado a uma indústria de rede é um fator positivo. A não necessidade de local para armazenamento do insumo é mais um fator positivo. Os processos de limpeza e pré-tratamento do GN são realizados pelas UPGNs, e a composição do gás de síntese obtido é muito mais estável do que a obtida através da gaseificação do carvão e ou biomassa. A possibilidade de agregar a unidade de produção de combustíveis e derivados sintéticos a produção de resinas a partir das frações C_{2+} do GN, é mais um fator positivo, porém esta hipótese acrescentaria custos ao projeto como um todo.

9.5.3.4. Processo Fischer-Tropsch

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos do processo FT, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.17) e um diagrama de relações (Figura 9.18)

Figura 9.17 – Diagrama de afinidades para o processo Fischer-Tropsch

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.18 - Diagrama de Relações para o processo Fischer-Tropsch

Fonte: (elaboração própria)

9.5.3.4.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o processo Fischer-Tropsch

O processo de conversão de gás de síntese em hidrocarbonetos pode ser considerado como uma tecnologia madura, independente se através do CTL ou do GTL, visto que há plantas que estão em operação desde a década de 1950. Porém, ao mesmo tempo há uma limitação na questão de fornecedores de tecnologias, sendo a SASOL e a Shell as empresas que possuem reatores em funcionamento, em escala industrial. A Syntroleum, está em fase de desenvolvimento, juntamente com a Eastman, em uma planta a ser instalada na China (Syntroleum, 2011).

Na produção de hidrocarbonetos, há certa tendência de que sejam formados aqueles de maior cadeia carbônica, exigindo naturalmente um processo de “refino” do material produzido, para que se possam obter as frações desejadas. Porém, diferentemente do refino do petróleo, não é necessária a instalação de uma unidade de remoção de compostos sulfurosos.

A instalação de uma planta de produção de combustíveis e derivados sintéticos no Brasil, traria além da diversificação do modo de produção, a entrada de uma tecnologia nova, capaz de agregar valor aos insumos, e também capacitar a formação de recursos humanos.

9.5.4. Aplicação dos diagramas de afinidade e de relações: fatores positivos e negativos para os produtos

Neste item estão apresentados os levantamentos referentes aos fatores positivos e negativos para cada um dos produtos estudados: óleo lubrificante, óleo diesel, nafta, metanol e amônia. Neste primeiro momento a intenção é listar todos estes fatores, para que na sequência possa ser construído o diagrama de relações.

9.5.4.1. Óleo lubrificante

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção de óleo lubrificante, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.19) e um diagrama de relações (Figura 9.20).

Figura 9.19 – Diagrama de afinidade do óleo lubrificante
Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.20 Diagrama de Relações para óleo lubrificante

Fonte: (elaboração própria)

9.5.4.1.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto óleo lubrificante

Dentre os fatores positivos, destacam-se principalmente aqueles voltados à questão ambiental, como por exemplo, a ausência de compostos sulfurosos no produto final obtido.

A elevada demanda nacional, e a constante importação de lubrificantes, (apresentado no Capítulo 3 – Justificativa), também realçam a importância da necessidade da entrada em operação de uma nova planta de produção de lubrificantes. Um dos fatores negativos, porém, é que o seu consumo está diretamente associado ao crescimento econômico do país; sua principal aplicação é no setor industrial, seguido do transporte. Ou seja, em havendo retração na economia, esta demanda será afetada, gerando quedas no consumo.

Esta é uma das principais justificativas atuais para que não se invista em novas refinarias produtoras de óleo lubrificante. Mas, por outro lado, tem-se que se houver excedente do produto nacional, há grandes indícios de que o mercado externo esteja apto a absorvê-lo. Outro fator positivo que poderia auxiliar na expansão do mercado externo é, a já citada, ausência de compostos sulfurosos no produto, característica importante para mercados consumidores exigentes como o da Comunidade Europeia.

Outros pontos que podem ser considerados como barreiras ao desenvolvimento da produção nacional de lubrificantes a partir do FT, é o seu alto custo de produção. Certamente haverá um repasse destes custos aos consumidores finais. A atual reciclagem dos lubrificantes usados, também é vista como um fator negativo.

Nos fatores positivos, as características técnicas do óleo lubrificante produzido através do processo FT, são muito próximas àquele obtido nas refinarias de petróleo.

9.5.4.2. Óleo diesel

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção de óleo diesel, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.21) e um diagrama de relações (Figura 9.22).

Figura 9.21 – Diagrama de afinidades para o óleo diesel

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.22 - Diagrama de Relações para o óleo diesel

Fonte: (elaboração própria)

Para o ano de 2010, a China foi responsável pelo consumo de 48,19% do carvão mundial. No continente africano tem-se quase que a mesma situação da produção. A África do Sul é responsável por 93,06% do consumo. Neste país há a SASOL, com sua tecnologia CTL, que produz vários combustíveis e derivados sintéticos a partir do carvão.

9.5.4.2.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto óleo diesel

Um raciocínio muito semelhante ao utilizado na análise do óleo lubrificante foi utilizado para a análise do óleo diesel proveniente do FT, tendo como principal semelhança o alto custo de produção. Este custo certamente será repassado aos consumidores finais, um dos fatores negativos de ambos.

Ainda dentre os pontos negativos, acrescenta-se a forte concorrência com o biodiesel, tanto no Brasil como nos mercados internacionais.

No Brasil o maior mercado consumidor de óleo diesel é o setor de transportes, que dificilmente aceita os custos elevados de um diesel FT, e só o consumirá se houver exigências

legais. Por outro lado, tem-se que o aumento do consumo do óleo diesel ocorre anualmente, havendo a necessidade de importação do mesmo.

O diesel FT é isento de enxofre e possui as mesmas características técnicas do diesel produzido nas refinarias a partir do refino do petróleo. O último fator positivo que deve ser destacado é a possibilidade de ocorrer, novamente, a diversificação da produção deste combustível, que atualmente é produzido exclusivamente nas refinarias da Petrobras.

9.5.4.3. Nafta

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção de nafta, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.23) e um diagrama de relações (Figura 9.24).

Figura 9.23 – Diagrama de afinidade para a nafta
 Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.24 - Diagrama de Relações para a nafta

Fonte: (elaboração própria)

9.5.4.3.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto nafta

Atualmente a produção nacional de nafta é insuficiente para atender à demanda interna, sendo necessária a importação de grandes volumes, conforme apresentado no Capítulo 3 – Justificativa.

A produção de nafta a partir do processo FT, tem como pontos negativos, o custo de produção mais elevado, independente do insumo escolhido. Tal fator traria consigo a concorrência com a nafta de refinaria importada, ou, até mesmo, com a importação de derivados do eteno e resinas. Uma dúvida que surgiu durante a análise foi referente a aceitação ou não do mercado consumidor externo, devido a falta de informação sobre o assunto.

Dentre os fatores positivos, destacam-se: a elevada demanda interna, o amplo mercado, possibilidade de amortecimento do custo de produção devido a sua importância no cenário petroquímico. Há o mesmo apelo ambiental que os produtos anteriores, ou seja, a ausência de compostos sulfurosos. Esta ausência permite que a unidade de beneficiamento seja mais

compacta, pois não necessita de uma série de procedimentos técnicos para remoção e / ou redução do teor de enxofre.

9.5.4.4. Metanol

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção de metanol, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.25) e um diagrama de relações (Figura 9.26).

Figura 9.25 – Diagrama de afinidades para o metanol

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.26 - Diagrama de Relações para o metanol

Fonte: (elaboração própria)

9.5.4.4.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto metanol

Dentre os fatores negativos destacam-se a centralização da produção dominada por apenas três empresas e a competição com o etanol na produção de biodiesel. Porém, como contraponto a esta última, observa-se que o consumo de etanol como combustível veicular é bem estabelecido no Brasil. Consequentemente, há uma alta nos preços, desestimulando o seu uso na produção de biodiesel, aumentando a participação do metanol neste mercado.

O fator negativo que envolve mais risco é quanto ao manuseio do produto. Devido ao seu elevado grau de toxicidade, exige mão de obra mais qualificada para tanto, além de maiores cuidados no transporte.

Todos os fatores positivos direcionam a um projeto de ampliação da produção nacional. A demanda interna de metanol é extremamente elevada e praticamente a produção nacional consegue suprir em torno de 50% deste volume, sendo o restante importado. Até o próprio perfil de consumo do metanol sofreu grande alteração com o crescimento da produção de biodiesel no Brasil.

O metanol é uma *commodity*, e com isso apresenta potencial mercado internacional, ou seja, em havendo excedente da produção nacional, a exportação ocorrerá naturalmente. Há dois principais mercados consumidores fora do Brasil: a utilização do metanol como energia (EUA – combustível veicular); na indústria química mundial, como principal insumo na produção de ácido acético e formaldeído. A descentralização da produção também soma pontos ao projeto de ampliação.

9.5.4.5. Amônia

Para realizar a análise comparativa e elucidativa dos fatores negativos e positivos da produção de amônia, foram elaborados um diagrama de afinidades (Figura 9.27) e um diagrama de relações (Figura 9.28).

Figura 9.27– Diagrama de afinidades para a amônia

Fonte: (elaboração própria)

Figura 9.28 - Diagrama de Relações para a amônia
 Fonte: (elaboração própria)

9.5.4.5.1. Análise do diagrama de afinidades e diagrama de relações para o produto amônia

A ampliação da produção de amônia no país apresenta três fatores negativos, sendo o principal deles a concorrência com duas grandes empresas que detêm a quase totalidade da produção nacional: Vale Fertilizantes e Petrobras. Outro ponto negativo refere-se ao preço do gás natural, muito elevado no país, caso seja este o insumo escolhido. O terceiro ponto refere-se à capacidade nominal de produção de ureia e derivados da amônia no Brasil, cujo volume produzido encontra-se estagnado.

Porém, nos fatores positivos tem-se que a diversificação dos produtores seria um grande ganho para o mercado nacional, e paralelamente incentivaria a ampliação da produção de ureia e demais derivados. Este último ponto também poderia culminar na exportação de produtos com maior valor agregado, que por sua vez, possuem maiores chances de serem absorvidos pelo mercado internacional.

9.5.5. Matriz causa-efeito aplicada à tríade insumo-processo-produto

Após a montagem dos diagramas de afinidades e do diagrama de relações, enfatizando os fatores positivos e negativos de cada um dos itens que compõem a tríade, foi elaborada a matriz causa-efeito para cada um dos elementos.

As matrizes também foram divididas em fatores positivos e negativos, para cada um dos blocos, como por exemplo, no bloco insumo foram feitas duas matrizes, uma positiva e uma negativa, com os três insumos analisados: carvão, biomassa e gás natural.

A produção de combustíveis e derivados sintéticos, além de estar associada à diversificação de produtores e meios de produção, também está, obrigatoriamente, relacionada à busca por menor impacto ambiental, quando comparada aos meios de produção atuais.

Porém, não se deve considerar como problemas ao meio ambiente apenas elementos como a geração de cinzas, particulados, NO_x , CO e CO_2 na etapa de processo. O transporte dos insumos carvão e biomassa, se realizados por caminhões, também liberam compostos indesejados ao meio ambiente.

9.5.5.1. Sistemas de pontuação e análise

Os fatores, positivos e negativos, elencados nos diagramas de afinidade e posteriormente organizados nos diagramas de relações foram divididos em grupos, de modo a reuni-los por afinidade. Para cada elemento da tríade insumo-processo-produto foram criados os grupos. Inclusive, na própria criação da matriz causa-efeito para cada um destes itens houve diferença quanto à quantidade de grupos e fatores dentro destes grupos. Tal diferença era esperada, pois se trata de uma ferramenta metodológica para análise preliminar de projetos, ou seja, inúmeros fatores são identificados e estudados.

Após a divisão dos fatores, positivos e negativos, em grupos, fez-se a atribuição de um intervalo de valores (de 1 a 10), de acordo com a importância que foi atribuída a cada um destes grupos. Na sequência fez-se a atribuição dos pesos (entrada) para cada um dos elementos dos grupos, obedecendo aos limites (intervalos) determinados anteriormente. A divisão dos grupos e o sistema de pontuação são apresentados na Figura 9.30

Fatores		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INSUMOS	Ambiental											
	Logística											
	Processos											
	Concorrência											
	Outros											
PROCESSOS	Processos											
	Limitante											
	Incentivo											
	Outros											
PRODUTOS	Limitantes											
	Incentivo											
	Concorrência											

Figura 9.30 – Pontuação (entrada) atribuída aos fatores analisados

Fonte: (elaboração própria)

A atribuição de valores ou pesos para as saídas da matriz também variam de 1 (menor importância) a 10 (maior importância). Por diversas vezes o número 0 foi utilizado como forma de anular a pontuação para um dado item, ou seja, quando a saída não estava diretamente relacionada com a entrada, optou-se por utilizar 0, de modo a facilitar o agrupamento de saídas para a composição das matrizes.

9.6. Matriz causa-efeito para os insumos

Os fatores dos insumos foram divididos em cinco grupos: ambiental, logística, processo, concorrência e outros. Para o grupo ambiental foi determinado que os pesos (entrada) variassem entre 8 e 10, conforme o grau de importância atribuído a cada um dos elementos internos deste grupo. O raciocínio utilizado para a determinação deste intervalo considerou, que, a partir do momento em que um projeto destina-se à produção de combustíveis e derivados sintéticos, a questão ambiental está implícita, pois independente do insumo utilizado, os produtos obtidos não apresentam compostos sulfurosos em sua composição final, principalmente aqueles produtos oriundos do processo FT. O segundo ponto considerado, foi que ao se elaborar um projeto, a questão ambiental deve ser analisada com rigor, de modo que este apresente o menor dano possível ao meio ambiente.

No quesito ambiental, dos insumos, foram considerados como fatores críticos: poluição (NOx, SO₂ e materiais particulados), geração de cinzas, presença de impurezas no insumo a ser

processado e se o mesmo é ou não proveniente de uma fonte renovável. Em cada um destes fatores, foi atribuído um valor (saída), oscilando de 1 a 10.

Para o grupo de logística foi determinado o mesmo intervalo de valores que para o grupo ambiental, de 8 a 10. Os pontos logísticos, para os insumos, são considerados como críticos, pois o transporte pode representar custos elevados, o meio de transporte utilizado pode gerar poluição ao meio ambiente (principalmente caminhões com motores do ciclo diesel) além de considerar a necessidade de armazenamento do insumo (estocagem), entre outros. Para cada um destes fatores, atribui-se um valor (saída), oscilando de 1 a 10, conforme a análise feita.

Para o grupo dos processos o intervalo de valores determinado foi de 6 a 9, e fatores como necessidade de pré-tratamento, umidade, estado físico e densidade energética e teor de carbono foram considerados. A lógica utilizada para a determinação de cada peso (entrada) avaliou a dificuldade do quanto cada um destes fatores “atrapalha” na preparação do insumo para ser processado. A principal justificativa para que não se tenha o valor 10 disponível entre a distribuição de valores, é que por se tratar de processos, não existe um parâmetro que seja completamente satisfatório. Já o extremo 6, representa parâmetros que possuam baixa influência ao longo do processo de análise.

Ao grupo concorrência foi determinado, para os pesos (entrada) o intervalo de valores de 5 a 7. Neste grupo foram avaliadas as diversas formas de concorrência (energética e não energética), que os insumos podem apresentar, e o quanto cada uma destas pode interferir na escolha dos mesmos para a produção de combustíveis e derivados sintéticos. A faixa de valores escolhidas justifica-se devido a importância de grau médio com que os fatores analisados neste grupo se interrelacionam com os insumos. Vale ressaltar que no item “Energética/Calor/Eletricidade” os três insumos analisados receberam valor 2, pois além da pequena representação que este fator quando analisado sob o ponto de vista de Baixa Concorrência, o critério que foi utilizado não os diferencia como insumo, sendo mais importante a situação.

Por fim, tem-se o grupo Outros, onde a única questão avaliada, para os insumos, foi a falta de cultura na utilização destes como matéria-prima para a obtenção dos produtos deste trabalho. Este fator foi considerado apenas na matriz negativa.

A Figura 9.31 apresenta a matriz causa-efeito dos fatores negativos dos insumos, e a Figura 9.32 a matriz causa-efeito fatores positivos dos insumos.

Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos dos Insumo																								
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores Ambientais					Fatores de Processo					Fatores Logísticos					Concorrência						Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Insumo		
	10	8	8	10		9	8	7	6	7		9	8	10	10	9		7	5	6			5	
	POLUIÇÃO (NOx/S ₂ /Particulados)	CINZAS	IMPUREZAS	NÃO RENOVÁVEL	Total Ambiental	BAIXA DENSIDADE ENERGÉTICA	ESTADO FÍSICO SÓLIDO	PRÉ-TRATAMENTO	ALTO TEOR DE UMIDADE	BAIXO TEOR DE CARBONO	Total Processos	TRANSPORTE (CUSTO ELEVADO)	DIVERSAS PROCEDÊNCIAS (DESCENTRALIZAÇÃO)	NECESSIDADE DE ESTOCAGEM	SAZONALIDADE	CUSTO ELEVADO (PRODUÇÃO/GERAÇÃO/EXTRAÇÃO)	Total Logística	ENERGÉTICA: GERAÇÃO DE CALOR/ELETRICIDADE	NÃO ENERGÉTICO 1: RAÇÃO ANIMAL / ADUBO SOLO	NÃO ENERGÉTICO 2: METALURGIA/SIDERURGIA	Total Concorrência		FALTA CULTURA UTILIZAÇÃO COMO INSUMO QUÍMICO	Total Outros
CARVÃO	10	7	8	10	320	6	7	8	7	6	250	7	5	9	0	5	238	6	0	5	72	9	45	925
BIOMASSA	6	7	7	0	172	6	7	9	10	8	289	9	5	9	9	0	301	8	9	0	56	9	45	863
GÁS NATURAL	0	0	0	10	100	0	0	0	0	0	0	6	0	0	0	7	117	10	0	8	118	6	30	365

Figura 9.31 - Matriz causa-efeito fatores negativos para insumo

Fonte: (elaboração própria)

Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos dos Insumo																													
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores Ambientais							Fatores de Processo						Fatores Logísticos					Baixa Concorrência			Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos - Insumo							
	10	10	10	10	8	9	Total Ambiental	9	8	7	7	8	8	Total Processos	10	8	9	8	8	8	Total Logística		7	5	Total Concorrência				
	CONTROLE DA POLUIÇÃO							ALTA DENSIDADE ENERGÉTICA							BAIXO CUSTO DO INSUMO								ENERGÉTICA: GERAÇÃO DE CALOR/ELETRICIDADE						
	FONTE LIMPA DE ENERGIA							ESTADO FÍSICO GASOSO							DISPONIBILIDADE								PRODUÇÃO DO INSUMO É COMPULSÓRIA						
	APELO AMBIENTAL							PRÉ-TRATAMENTO (FORA)							INDÚSTRIA DE REDE								ACESSO FÁCIL						
ENERGIA RENOVÁVEL						BAIXA PRESENÇA DE IMPUREZAS						NÃO NECESSITA DE ESTOCAGEM						Total Logística											
CONCEITO DE BIORREFINARIA						INSUMO ENERGÉTICO DO PRÓPRIO PROCESSO						PRODUÇÃO DO INSUMO É COMPULSÓRIA						ENERGÉTICA: GERAÇÃO DE CALOR/ELETRICIDADE											
GERAÇÃO DE CRÉDITOS DE CARBONO						TECNOLOGIA DE PROCESSAMENTO MADURA						PRODUÇÃO DO INSUMO É COMPULSÓRIA						NÃO ENERGÉTICO 1: METALURGIA/SIDERURGIA											
CARVÃO	9	5	0	0	0	0	140	0	0	0	0	7	8	120	9	8	0	0	0	6	202	2	3	29	491				
BIOMASSA	3	9	10	10	10	10	490	0	0	0	0	6	1	56	9	5	0	0	9	6	250	2	9	59	855				
GÁS NATURAL	10	7	5	0	0	0	220	10	9	9	9	10	9	440	4	8	10	10	2	3	314	2	1	19	993				

Figura 9.32 - Matriz causa-efeito fatores positivos para insumo

Fonte: (elaboração própria)

9.7. Matriz causa-efeito para os processos

Os fatores dos processos foram divididos em três grupos: processos, fatores limitantes e de incentivo e outros.

Para o grupo dos fatores de processo foi determinado o intervalo de valores dos pesos (entradas) compreendido entre 8 e 10. Neste grupo estão presentes itens como composição e purificação do *syngas*, mistura com outros insumos, produção contínua ou em batelada, demanda energética e necessidade (ou não) de uma planta ASU, rendimento e confiabilidade dos processos. Estes dois últimos fatores encontram-se apenas na matriz positiva.

No grupo dos fatores Limitantes, ao qual foram determinados valores no intervalo entre 6 e 9, analisaram-se pontos como a maturidade tecnológica dos processos e sua limitação de fornecedores, local de instalação da planta, custos com tecnologias CCT, descarte de cinzas, custos com planta ASU, transporte do insumo e o processamento ou não de grandes volumes. O valor (saída) atribuído a cada um destes fatores considerou o quanto cada um destes poderia realmente limitar (dificultar) o desenvolvimento do projeto.

Seguindo esta mesma lógica, foi criado o grupo dos fatores de incentivo, ou seja, aqueles que podem, não somente ser um contra-ponto aos fatores limitantes, como também podem ser considerados como vantagens para que se dê andamento ao projeto. Logicamente, este grupo de fatores está presente na matriz causa-efeito positiva, e o intervalo de valores atribuído a este foi de 6 a 9, exatamente igual ao do grupo de fatores Limitantes. No grupo dos fatores de Incentivo, além dos fatores já analisados no grupo de Limitantes, foram considerados também as limitações quanto à instalação da planta, geração conjunta de energia elétrica, desenvolvimento de tecnologia nacional, custos de transporte, utilização de resíduos agrícolas, e tecnologias já difundidas.

O grupo Outros, cujos valores (entrada) estão compreendidos entre 5 e 8 completam a análise para os processos. Os parâmetros diversificação do *syngas* e entrada de novos *players* no mercado.

Novamente a lógica utilizada para a atribuição dos valores de saída de cada um dos fatores, foi através do dimensionamento de quanto cada um destes fatores realmente pode incentivar ou limitar a viabilidade do projeto.

As Figuras 9.33 e 9.34 apresentam, respectivamente, as matrizes causa-efeito negativa e positiva. A Figura 9.35 apresenta os fatores positivos e negativos do processo de FT.

Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos dos Processos																					
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores de Processo						Fatores Limitantes								Outros				Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Processo		
	10	8	8	10	9	10	9	7	8	9	6	7	7	7	8	6	5	7		8	
	INSTABILIDADE NA COMPOSIÇÃO SYNGAS	CUSTO ELEVADO NA PURIFICAÇÃO SYNGAS	PERMITE BLEND COM OUTRO INSUMO	PRODUÇÃO EM BATELADA	DEMANDA ENERGÉTICA ELEVADA	NECESSIDADE DE UMA PLANTA ASU	Total Processo	TECNOLOGIA NÃO MADURA	LIMITAÇÃO DE FORNECEDORES	DIFICULDADES TÉCNICAS COM GRANDES VOLUMES	1º PLANTA ESCALA INDUSTRIAL AINDA EM TESTES	LIMITAÇÕES NO LOCAL DE INSTALAÇÃO DA PLANTA	CUSTO ELEVADO TRANSPORTE INSUMO	CUSTO ELEVADO TECNOLOGIAS CCT	CUSTO ELEVADO COM DESCARTE DE CINZAS	CUSTO ELEVADO COM PLANTA ASU	Total Limitantes	FALTA DE INCENTIVO NACIONAL		FORTE CONCORRÊNCIA COM GN	
GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO	10	10	2	6	8	5	378	0	0	3	0	6	6	7	7	5	240	10	8		
GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	10	10	2	9	8	5	408	9	9	9	8	6	6	0	7	5	455	7	2		
PRODUÇÃO DE SYNGAS pelo GN	0	2	10	0	8	10	268	0	0	0	0	6	6	0	0	9	150	4	0		
																	Total Outros				

Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos e Negativos do Fischer-Tropsch													
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores Limitantes					Fatores de Incentivo							
	10	10	8	10	Total Geral Negativo Processo FT	10	9	9	10	10	8	8	Total Geral Positivo Processo FT
	EXIGE ESTABILIDADE NA COMPOSIÇÃO DO SYNGAS	LIMITAÇÃO FORNECEDORES DE TECNOLOGIA	ALTA PRODUÇÃO DE GRAXAS	EXIGE PROCESSO DE "REFINO" (WORK-UP) DO HC PRODUZIDO		CASOS DE SUCESSO NO GTL E NO CTL	POSSÍVEL TRABALHAR COM GRANDES VOLUMES	NÃO NECESSITA UNIDADE DE REMOÇÃO DE S ₂	POSSIBILIDADE DE PRODUZIR HC DE QUALQUER TAMANHO DE CADEIA	TECNOLOGIA MADURA	INCLUSÃO DA NOVA TECNOLOGIA NO BRASIL	AGREGAR VALORES A OS INSUMOS	
PROCESSO FISCHER-TROPSCH	9	10	7	9	336	10	9	8	8	10	7	7	545

Figura 9.35 - Matriz causa-efeito fatores positivos e negativos para o processo Fischer-Tropsch

Fonte: (elaboração própria)

9.8. Matriz causa-efeito para os produtos

Para os produtos, foram considerados apenas a divisão dos fatores como limitantes, alocados na matriz causa-efeito negativa, e os fatores de incentivo alocados na matriz causa-efeito positiva. O intervalo de valores atribuído aos dois grupos foi de 8 a 10. No grupo de limitantes foram analisados, para cada produto, fatores como: demanda, complexidade no manuseio, custos de produção, aceitação do mercado, competição com empresas dominantes entre outros. Para os fatores de incentivo analisaram-se pontos como o alto valor agregado dos produtos, diversificação da produção, características técnicas dos produtos FT, entre outros.

Somente para a matriz causa-efeito negativa, foi inserido mais um grupo denominado concorrência, cujo intervalo de valores atribuídos ao peso (entrada) foi de b4 a 7. Neste grupo foram incluídos diversos fatores relacionados às possíveis concorrências que cada um destes produtos poderá encontrar.

As Figuras 9.36 e 9.37 apresentam, respectivamente, as matrizes causa-efeito negativa e positiva.

Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos dos Produtos																	
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores Limitantes										Concorrência					Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Produtos	
	10	8	10	9	9	9	10	10	10	Total Limitantes	7	6	7	6	6		Total Concorrência
	DEMANDA LIGADA AO CRESCIMENTO ECONÔMICO	COMPLEXIDADE NO MANUSEIO	ALTO CUSTO DE PRODUÇÃO	DÚVIDAS NA ACEITAÇÃO DO MERCADO INTERNO	DÚVIDAS QUANTO À DEMANDA EXTERNA	CENTRALIZAÇÃO NACIONAL	COMPETIÇÃO COM EMPRESAS DOMINANTES	ALTO CUSTO DO GN	FALTA DE INFRAESTRUTURA NA PRODUÇÃO DE DERIVADOS		RECICLAGEM	PRODUTO EXTERNO	ETANOL	PRODUTO EXTERNO DE MAIOR VALOR AGREGADO	BIODIESEL		
ÓLEO LUBRIFICANTE	10	0	7	9	7	10	10	6	0	564	10	8	0	2	0	130	694
ÓLEO DIESEL	10	0	8	9	4	8	10	6	0	529	0	10	6	2	10	174	703
NAFTA	4	0	9	9	5	9	8	8	0	497	0	10	9	7	0	165	662
METANOL	6	10	5	2	1	6	6	6	2	411	0	5	7	5	0	109	520
AMÔNIA	6	2	5	2	1	6	6	9	8	437	0	5	0	9	0	84	521

Figura 9.36 - Matriz causa-efeito fatores negativos dos produtos

Fonte: (elaboração própria)

Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos dos Produtos																		
Entradas e Saídas do Processo de Análise Metodológica	Fatores de Incentivo														Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos Produtos			
	10	10	8	9	9	10	10	10	10	10	9	10	10	10		Total Incentivo		
	ALTO VALOR AGREGADO	ELEVADA DEMANDA NACIONAL	DIVERSIFICAÇÃO DA PRODUÇÃO CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS SEMELHANTES AOS PRODUTOS DE REFINARIA	GRANDE MERCADO CONSUMIDOR SETOR DE TRANSPORTES	ELEVADA IMPORTÂNCIA PETROQUÍMICA	FONTE DE ENERGIA	PRODUÇÃO DE BIODIESEL	IMPORTANTE INTERMEDIÁRIO QUÍMICO	IMPORTÂNCIA MERCADO FERTILIZANTES	FACILIDADE NA EXPORTAÇÃO	APELO AMBIENTAL	ISENTO DE ENXOFRE	COMMODITY					
	ÓLEO LUBRIFICANTE	10	9	8	9	7	2	0	0	0	0	6	6	8			0	612
	ÓLEO DIESEL	5	8	8	9	9	0	10	4	0	0	8	9	10			0	758
	NAFTA	8	10	8	9	0	10	0	0	0	0	7	9	10			10	778
	METANOL	7	10	6	0	0	0	10	10	10	0	10	3	5			10	788
	AMÔNIA	6	8	9	0	4	0	5	3	10	10	9	4	0			7	719

Figura 9.37 - Matriz causa-efeito fatores positivos dos produtos

Fonte: (elaboração própria)

10. RESULTADOS E DISCUSSÃO

A elaboração das duas ferramentas denominadas diagrama de afinidade e diagrama de relações representaram a sua importância na análise final para a geração e interpretação dos resultados. De modo a facilitar, foi elaborada a matriz denominada matriz saldo, para cada um dos componentes da tríade, na qual são contabilizados todos os grupos de fatores positivos e negativos e realizada a soma final, gerando um valor que foi denominado saldo.

10.1. Matriz saldo dos insumos

Após a elaboração das ferramentas diagrama de afinidades e diagramas de relações, ambas adaptadas de modo a poder separar e confrontar os fatores positivos e negativos dos três insumos analisados neste trabalho, foi possível a criação das duas matrizes de causa-efeito, sendo uma voltada aos fatores positivos e a outra aos fatores negativos de cada um dos insumos. Feitas estas matrizes, foi possível elaborar a matriz saldo (Figura 10.1), onde são compilados cada um dos blocos de fatores analisados.

Saldo dos Insumos													
Insumos e Fatores Analisados	Total Ambiental	Total Processos	Total Logística	Total Concorrência	Total Outros	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Insumo	Total Ambiental	Total Processos	Total Logística	Total Concorrência	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos - Insumo	Saldo Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos e Negativos dos Insumos	
	CARVÃO	320	150	238	72	45	825	140	120	202	29	491	-334
	BIOMASSA	172	289	301	56	45	863	490	56	250	59	855	-8
	GÁS NATURAL	100	0	117	118	30	365	220	440	314	19	993	628

Figura - 10.1 Matriz saldo para os insumos

Fonte: (elaboração própria)

10.1.1. Análise da matriz saldo para os insumos

Através da análise da matriz saldo para os insumos, tem-se que o gás natural é a matéria-prima que mais fatores positivos apresenta para ser utilizada na produção de combustíveis e derivados sintéticos.

Os principais fatores negativos do GN são o fato de ser uma energia não renovável, apresentar altos custos tanto na etapa de exploração e produção, como de transporte, acarretando um alto valor final. Além disso, é um combustível muito utilizado em usinas térmicas e também nas indústrias como insumo energético, ou seja, há uma concorrência elevada quanto a seu uso final. Mesmo considerando-se estes fatores críticos, a pontuação negativa alcançada por este insumo é de apenas 365 pontos.

Os principais fatores positivos do GN são voltados ao fato de ser uma fonte limpa, ter todo o seu tratamento realizado em uma UPGN, chegando ao seu destino, já apropriado para consumo, além de possuir alta densidade energética. Completando a análise, tem-se que a sua disponibilidade aliada a uma indústria de rede, não requer a estocagem. Logo, conforme esperado, sua pontuação positiva é elevada, somando 993 pontos, gerando um saldo de 628 pontos.

O segundo melhor insumo, mesmo com todos os fatores adversos apresentados foi a biomassa. Com pontuação negativa totalizando 863 pontos, teve como principais fatores negativos: geração de impurezas, cinzas, particulados, a necessidade de pré-tratamento no local, baixa densidade energética, alto teor de umidade e baixo teor de carbono.

Já na parte logística, os principais pontos negativos são a sazonalidade e o alto custo do transporte. Mesmo que as biomassas analisadas estejam localizadas com certa proximidade, há a necessidade de transportá-las a um local comum. Sob esta análise, e considerando que as estradas brasileiras não apresentam boas condições de tráfego, principalmente as vicinais, o acúmulo de fatores negativos, torna-se elevado.

As três principais vantagens da utilização da biomassa como insumo na produção de combustível e derivados sintéticos, são o fato de ser uma energia renovável, gerar créditos de carbono e estar associada ao conceito de biorrefinaria. O baixo preço do insumo e sua produção compulsória podem ser considerados como um estímulo para o seu uso neste setor.

Concluindo esta análise, considerou-se que muita biomassa já é utilizada nas indústrias de beneficiamento como fonte de energia, ou na produção de ração animal. No campo, os resíduos podem ser utilizados como adubo ou para contenção do solo. O saldo da biomassa foi de -8 pontos.

A análise do carvão apontou-o como o pior dos três insumos analisados. Sua pontuação negativa foi de 825. Há de se considerar que seu desempenho na análise foi acima do da biomassa, pois somou menos pontos negativos que esta. Porém, quando analisados os fatores positivos, o seu desempenho mostrou-se muito baixo. Sua pontuação positiva foi de apenas 491. Consequentemente, o saldo foi de -334.

Nas questões relacionadas ao processo, o carvão e a biomassa estão muito próximos, mas o carvão é mais vantajoso, pois as tecnologias de pré-tratamento estão em estágio tecnológico maduro. Em termos logísticos os dois insumos aproximam-se bastante, porém o carvão não apresenta o quesito sazonalidade.

Como fatores positivos pode-se destacar a existência das tecnologias para a obtenção de um carvão limpo (ou processo), porém, acrescentam custos. A concorrência energética, é pequena, já que seu uso é restrito as térmicas localizadas na região Sul do Brasil. O MME tem pretensões de encerrar suas atividades, por não considerá-las ambientalmente corretas, ou seja, haveria mais carvão disponível para utilização como insumo.

10.2. Matriz saldo para os processos

O mesmo processo metodológico desenvolvido para a elaboração da matriz saldo dos insumos foi utilizado para a construção da matriz saldo dos processos (Figura 10.2). Conforme poderá ser visto na análise de cada um dos processos, um dos fatos mais importantes diz respeito à estabilidade da composição do *syngas*.

Saldo dos Processos									
Insumos e Fatores Analisados	Total Processos	Total Limitantes	Total Outros	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Processo	Total Processos	Total Incentivos	Total Outros	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos - Processo	Saldo Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos e Negativos dos Processos
GASEIFICAÇÃO DO CARVÃO	378	240	198	816	366	468	94	928	112
GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	408	455	141	1004	176	266	101	543	-461
PRODUÇÃO DE SYNGAS pelo GN	268	150	131	549	452	578	31	1061	512
PROCESSO FISCHER-TROPSCH	0	336	0	336	0	545	0	545	209

Figura - 10.2 Matriz saldo para os processos

Fonte: (elaboração própria)

10.2.1. Análise da matriz saldo para os processos

Em uma primeira análise tem-se que o processo de produção do gás de síntese pelo GN é o melhor processo a ser utilizado na produção de combustíveis e derivados sintéticos, associado ao processo FT, que será responsável pela produção de hidrocarbonetos. Os processos de obtenção de metanol e amônia a partir do gás de síntese não foram analisados, por serem mundialmente utilizados, com bons rendimentos, e possuírem uma vasta lista de fornecedores de tecnologia.

A gaseificação do carvão apresenta como dois principais fatores negativos a instabilidade na composição do *syngas*, fato que ocorre devido aos vários tipos de carvão que podem ser processados no mesmo gaseificador e também o custo elevado para que este *syngas* seja purificado, principalmente no que diz respeito à remoção de compostos sulfurosos. O fato de processar o insumo apenas em batelada, foi considerado crítico, principalmente, quando se compara com o GN, cujo processo é contínuo.

O carvão, por ser considerado uma fonte não limpa de energia, no Brasil, acaba por não receber incentivos governamentais, limitando a expansão do seu uso. Quando comparado ao GN apresenta grande desvantagem. Soma-se a isto o fato de o país não apresentar tradição quanto ao seu uso. A pontuação negativa registrada foi de 816.

Mas, uma das principais razões positivas para que se invista neste tipo de processo está relacionada a fatores como tecnologia madura, diversificação de fornecedores, facilidade em acoplar a uma CCT, possibilidade de processamento de diversos tipos de carvão e ainda a utilização de mistura com biomassa. Destaca-se o fato de permitir a entrada de novos *players* no mercado, ou seja, o setor não é monopolizado. A pontuação positiva da gaseificação do carvão alcançou o valor de 928, resultando em um saldo de 112 pontos.

A gaseificação da biomassa apresenta alguns problemas muito similares aos do carvão, principalmente quando se trata de fatores relacionados a processos, como a instabilidade na composição e alto custo na purificação do *syngas* e processamento do insumo em batelada. Assim como para o carvão, estes fatores são considerados contornáveis, pois não impedem que o processo ocorra.

Já o fato de não possuir uma tecnologia madura, apresentar limitação de fornecedores, não processar grandes volumes, apresentar nível de confiabilidade relativamente baixo, tornam a gaseificação da biomassa uma rota questionável para ser utilizada na produção de combustíveis e derivados sintéticos no Brasil. A primeira planta projetada e construída para

produzir diesel BTL, ainda não avançou para o nível de escala comercial, operando atualmente, em escala piloto. Os fatores negativos deste processo somaram 1.004 pontos.

Entre os pontos positivos pode-se destacar que um mesmo gaseificador consegue trabalhar com diversos tipos de biomassa e a possibilidade de agregar valor a resíduos agrícolas e florestais, torna o processo mais atrativo. Outro fator positivo é que pelo fato de ser uma tecnologia não madura, há grandes possibilidades de desenvolvê-la no país. Tal ponto acaba gerando outro fator positivo, que se refere à facilidade de entrada de novos *players* neste mercado. Mas, mesmo com alguns importantes fatores positivos, o processo de gaseificação da biomassa acabou atingindo uma pontuação baixa neste quesito, somando apenas 543 pontos, o que gera um saldo de -461.

Por fim, o processo de produção do gás de síntese através do gás natural, independente da rota a ser seguida, mostrou ser uma das mais otimizadas para a produção de combustíveis e derivados sintéticos no país. Os dois principais pontos negativos deste insumo estão relacionados a processo, pois não permite mistura com nenhum outro tipo de insumo e exige a instalação de uma planta ASU, fato que eleva significativamente o custo de implantação total desta unidade. Este tipo de processo, ao contrário dos anteriores, acaba por inibir a entrada de novos *players* no mercado, visto que, há uma grande tendência de associação com empresas que detenham a produção, processamento, transporte e fornecimento do insumo e também daquelas que detêm a tecnologia FT. Os fatores negativos deste processo somaram 549 pontos.

As vantagens que podem ser relacionadas à produção do *syngas* através do GN, são amplas, principalmente por ele oferecer uma composição estável do gás de síntese, altos rendimentos, processo com grande confiabilidade, ampla gama de fornecedores de tecnologia e processo contínuo. Os fatores positivos deste processo somaram 1.061 pontos, resultando em um saldo de 512 pontos.

Em situações relacionadas ao processo, as principais limitações do FT relacionam-se, primeiramente à entrada do reator, por exigir uma composição estável de gás de síntese. Já relacionado à saída tem-se a produção relativamente excessiva de graxas e a necessidade de instalação de uma unidade de processamento (*work-up*), que pode ser comparada a uma unidade de processo de refino de petróleo. Por fim, tem-se, a limitação de fornecedores de plantas de FT, um dos fatores que pode ser considerado como crítico. A pontuação total destes fatores foi de -336.

Porém, estas limitações podem facilmente ser contornadas pelo fato de já existirem formas de purificação do *syngas*, o que tornaria sua composição mais estável, principalmente se este *syngas* for oriundo da gaseificação do carvão ou da biomassa. Já a instalação da unidade de *work-up*, permite que se obtenham diversos cortes de hidrocarbonetos, possibilitando uma variedade de produtos finais, tais como: nafta, óleo diesel, óleo lubrificante, graxas e GLP.

Outra vantagem é o fato de não ser necessária uma unidade de remoção de compostos sulfurosos, já que os produtos obtidos são praticamente isentos deste componente. O processo FT é capaz de trabalhar com grandes quantidades, principalmente quando o gás de síntese é obtido a partir do GN.

Apesar de ser uma tecnologia com poucos fornecedores, a possibilidade de possuir uma planta destas no Brasil pode ser considerada como positiva, por ser tratar da inserção, no cenário nacional, de uma tecnologia avançada, capaz de agregar valor a insumos como o carvão e a biomassa. Os fatores positivos totalizaram pontuação de 545, consequentemente o saldo obtido foi de 209.

10.3. Matriz saldo para os produtos

O mesmo processo metodológico desenvolvido para a elaboração da matriz saldo dos insumos e dos processos, foi utilizado para a construção da matriz saldo dos produtos (Figura 10.3). Conforme mostrado na análise de cada um dos produtos, um dos fatores que mais influencia na pontuação, é o seu custo de produção e consequentemente o repasse que pode ocorrer ao consumidor final, bem como as possibilidades de concorrência que podem surgir. Dependendo dos custos de produção, a importação destes produtos (derivados de petróleo) pode tornar-se mais viável, do que se investir em uma unidade local de produção de combustíveis e derivados sintéticos.

Saldo dos Produtos						
Insumos e Fatores Analisados	Total Limitantes	Total Concorrência	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Negativos - Processo	Total Incentivos	Total Geral Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos - Processo	Saldo Matriz Causa-Efeito Fatores Positivos e Negativos dos Processos
ÓLEO LUBRIFICANTE	564	130	694	612	612	-82
ÓLEO DIESEL	529	174	703	758	758	55
NAFTA	497	102	599	778	778	179
METANOL	411	109	520	788	788	268
AMÔNIA	437	84	521	719	719	198

Figura 10.3 - Matriz saldo para os produtos

Fonte: (elaboração própria)

10.3.1. Análise da matriz saldo dos produtos

Nos produtos nafta, óleo lubrificante e diesel, mesmo apresentando características técnicas similares aos seus correspondentes produzidos nas refinarias de petróleo podem ocorrer desconfiças e dúvidas por parte dos consumidores.

Dentre todos os produtos analisados, o único que apresentou pontuação negativa em seu saldo foi o óleo lubrificante, com valor final de -82. Os fatores negativos que mais influenciaram, excluindo-se os já mencionados no início deste texto, foram a forte ligação com o crescimento econômico e a competição com empresas dominantes no setor, ou seja, é preciso muita confiança no cenário econômico para que se defina investir na implantação de uma unidade de produção de lubrificantes.

Porém, ao mesmo tempo em que há este lado negativo, o fato de utilizar a tecnologia GTL para a produção de lubrificantes, torna possível a reconfiguração dos cortes de hidrocarbonetos desejados, podendo-se então substituir a produção de lubrificantes pela produção de nafta (se requerido pelo mercado consumidor).

Outro ponto que deve ser observado é a reciclagem do óleo lubrificante utilizado. Há empresas especializadas em recolher, das unidades industriais e até mesmo de postos de

combustíveis, o óleo lubrificante usado, e levá-lo para uma unidade de reciclo. Tal atividade responde por 20% do fornecimento deste produto, e a tendência é de que este montante aumente.

Dentre as vantagens de se produzir óleos lubrificantes a partir do processo FT, estão: produtos praticamente isentos de enxofre, diversificação da produção e produtos com alto valor agregado. Mesmo considerando que lubrificante é um produto que apresenta uma forte demanda, tanto no mercado interno quanto no externo, possuir um elevado apelo ambiental, ainda não é suficiente para que o saldo do produto seja positivo. A pontuação positiva foi de 612, mas não foi suficiente para gerar um saldo positivo, o que resultou em -82 pontos.

Dos quatro produtos estudados, que apresentaram resultados positivos, o óleo diesel obtido pelo processo FT obteve o menor saldo, com valor de 55 pontos. Dentre os principais fatores limitantes, a ligação deste combustível com o crescimento econômico pode ser considerada como crítica, pois o seu maior ponto de demanda é o setor de transporte, principalmente rodoviário. Quanto maior o crescimento da economia, maior a produção de bens de consumo, maior a necessidade de caminhões para transportá-las, consequentemente maior a demanda pelo óleo diesel. Por outro lado, tem-se que o excedente desta produção poderia ser facilmente absorvido por mercados consumidores internacionais, tais como Estados Unidos e Comunidade Europeia.

A concorrência com o biodiesel também apresenta ponto negativo, pois este é produzido a partir de fontes renováveis, pode ser considerado como isento de enxofre, ou seja, em termos de apelo ambiental, os dois tipos de combustível, (biodiesel e diesel FT) encontram-se próximos. Em termos de homogeneidade, o diesel FT apresenta vantagens, pois mesmo se houver diversificação quanto ao seu insumo, a exigência de uma composição específica de *syngas* na entrada do processo de FT, já determina esta qualidade ao combustível. Em termos de características técnicas e funcionalidade o diesel FT também apresenta vantagem em relação ao biodiesel, já que este não necessita ser misturado ao diesel de refinaria.

Outros fatores críticos deste óleo diesel estão relacionados ao seu custo de produção, mais elevado que o do obtido pelo processo de refino do petróleo, e consequentemente este custo seria repassado aos consumidores finais. Aliado ao fato de se ter um combustível de maior custo, haverá também a desconfiança do mercado consumidor quanto à funcionalidade do produto. Mesmo este sendo considerado de qualidade superior e de menor impacto ambiental, restará a dúvida aos consumidores, se este funcionará de forma igual ou similar ao diesel de refinaria nos motores de ciclo diesel.

Assim como o lubrificante, iniciar a produção de óleo diesel obtido pelo processo FT, no Brasil depara-se com duas sérias dificuldades: a competição com empresa dominante no setor que já produz o energético a partir do petróleo; e a centralização nacional da produção deste combustível.

A análise da nafta é extremamente similar à análise feita para o óleo lubrificante e óleo diesel. As principais barreiras para o início da produção desta a partir do processo FT (nafta FT) são: alto custo do processo e consequente repasse aos consumidores; dúvidas quanto à aceitação do mercado; competição com empresas que dominam o mercado nacional.

Porém, no caso da nafta FT, dificilmente a questão relacionada ao apelo ambiental servirá como fator motivacional para que esta comece a ser utilizada nas indústrias petroquímicas. Dentro do quesito ambiental, a principal concorrência está relacionada ao plástico verde, obtido a partir do etanol.

Novamente, assim como no óleo lubrificante e no óleo diesel, a possibilidade para que um novo *player* inicie a produção de nafta FT, seria associando-se às empresas que atualmente dominam o mercado nacional. Outra possibilidade, mas que novamente encontra a concorrência do plástico verde, seria a implantação de uma unidade de produção da nafta FT por parte das empresas petroquímicas de primeira geração.

Os produtos amônia e metanol não são produzidos a partir do processo FT. Cada um destes apresenta o seu próprio processo de fabricação, cujo insumo principal é o gás de síntese. Estes processos são amplamente conhecidos, difundidos e apresentam, além de tecnologia madura, uma grande gama de fornecedores. Logo, pode-se concluir que em termos de processo, seus pontos negativos são relativamente pequenos.

O principal ponto negativo do metanol é a sua complexidade de manuseio. Porém, mesmo sendo um produto extremamente tóxico, as técnicas de manuseio também são bem conhecidas, necessitando, além do uso correto de equipamentos de segurança, a aplicação de treinamentos à mão de obra.

A concorrência que o metanol possui, em território nacional, é relativamente pequena. Como este não é utilizado como combustível, não concorre diretamente com o etanol. Já sua aplicação na indústria química também não apresenta concorrência. Na obtenção de biodiesel, é mais utilizado que o etanol, por apresentar maior rendimento no processo. A pontuação negativa obtida pelo metanol foi de 520.

A pontuação positiva para que se tenha uma ampliação da produção nacional de metanol somou 788 pontos, gerando um saldo de 268 pontos, a maior pontuação de todos os produtos obtidos.

Uma das principais razões para que se amplie a produção nacional de metanol, baseia-se no fato de a atual demanda ser aproximadamente o dobro da quantidade produzida, gerando elevada importação. Considerando-se que o metanol é uma *commodity* química, a exportação da produção excedente, facilmente, encontraria mercado consumidor.

Por fim, pode-se concluir que a diversificação da produção de metanol pode ocorrer tanto pela variação no quesito insumo, e como consequência, no processo (gaseificação do carvão ou da biomassa), e a entrada de novos *players* no mercado não é tão restrita como os produtos anteriores analisados.

A análise da amônia é muito semelhante a do metanol. Das diferenças que há entre estes produtos, tem-se que a importação de amônia não é tão elevada quanto a do metanol. Por outro lado, ocorre a importação de produtos derivados da amônia, e o principal motivo para que isto ocorra está no fato de haver gargalos na capacidade nacional de produção dos derivados. Este ponto acaba sendo um fator negativo, não só ao aumento da capacidade de produção de amônia, como também da possibilidade de entrada de novos *players* no mercado. Deve-se acrescentar que atualmente há duas empresas brasileiras que são responsáveis pela quase totalidade de NH_3 , produzida no Brasil. Este fator também poderá dificultar a entrada de novos *players*.

11. CONCLUSÃO

A análise dos resultados permite concluir que dentre os insumos analisados, o gás natural apresentou-se como a melhor opção no atual momento, fato justificado por ter obtido o maior saldo positivo (comparativamente: carvão -334; biomassa -8 e GN +628).

O quesito que mais contribui em sua pontuação positiva foi o fator processo. Seu estado físico, densidade energética e o fato de ser recebido na unidade pronto para o uso, ou seja sem necessidade de pré-tratamento, geraram pontos que o colocaram em primeiro lugar. Os fatores logísticos representaram o segundo maior valor na pontuação positiva, novamente sendo superior aos demais insumos. Somente na questão ambiental que sua pontuação foi mais baixa, ficando logicamente acima da do carvão (80 pontos a mais), porém muito distante da pontuação alcançada pela biomassa, que foi de 490 pontos.

A biomassa foi considerada o melhor dos insumos no quesito ambiental, ao contrário do carvão que teve a pontuação mais baixa nesta categoria. Outro ponto que favorece muito a biomassa é a sua produção compulsória, ou seja, a partir do momento que se tem uma etapa de colheita e beneficiamento de produto agrícola, a mesma é gerada, sendo necessário o seu recolhimento e transporte até o local de uso. Mas, mesmo assim, as etapas de recolhimento e transporte não são práticas e não favorecem positivamente o seu uso.

Nos pontos negativos a biomassa apresenta como fator mais crítico a questão relacionada aos grupos de processo e logística, estes já representam 68,4% de toda a pontuação. A partir de tal dado pode-se concluir que ao mesmo tempo em que a biomassa pode ser considerada como um insumo interessante para a produção de combustíveis e derivados sintéticos, esta ainda necessita de maiores estudos e desenvolvimentos para que se torne apta a concorrer com as demais possibilidades de matéria-prima.

Quando os processos foram analisados separadamente foi possível notar certa aproximação do processo de produção do gás de síntese através do GN (1.061 pontos positivos) com o processo de gaseificação do carvão (928 pontos positivos), e este fato deve-se principalmente por serem dois processos longínquos e maduros. É claro que quando levado em conta que o gás natural foi considerado o melhor insumo, obrigatoriamente escolhe-se como processo a produção do *syngas* via GN. Assim é possível concluir que, neste caso, a escolha do insumo influencia diretamente na escolha do processo. As limitações do processo da biomassa foram discutidas no item 9.5.3.1. Sobre o processo Fischer-Tropsch é possível concluir que é uma tecnologia que está sendo utilizada, de modo satisfatório, há muito tempo, principalmente quando aplicada a produção de lubrificantes e diesel. De um modo geral apresenta como

principal limitação a necessidade de associação com um dos desenvolvedores e operadores da tecnologia. Afora isso, sabe-se que ela não poderá ser considerada como um fator limitante caso o estudo aponte a produção de algum derivado sintético advindo deste processo.

Transferindo o foco para os produtos, o que é possível concluir através da análise das matrizes causa-efeito e da matriz resultante denominada matriz saldo, é que em um primeiro momento o metanol é apontado como o principal produto a ser produzido seguido da amônia. Ambos os produtos apresentam algumas semelhanças, e tem como principal destas o fato de não serem oriundos do processo FT. Como segundo ponto em comum, tem-se que o Brasil já produz atualmente estes dois produtos, exatamente através da rota que foi apontada neste estudo como a ideal, ou seja, através do *syngas* obtido pelo GN. Além destes dois pontos em comum, a produção de metanol é considerada como extremamente necessária no país, principalmente após a análise do perfil apresentada no item 3.3.4.

Já dos produtos oriundos do FT, a nafta acabou recebendo a maior pontuação positiva na matriz saldo. O principal fator para apontá-la foi a carência do mercado nacional, ainda mais se considerada a sua extrema importância no mercado petroquímico.

É evidente que neste estudo, a questão ambiental foi considerada como muito importante no momento de elaboração e distribuição dos valores de entrada da matriz causa-efeito. Tal lógica aplicada pode ser considerada como universal, já que há uma tendência de que os novos projetos apresentem menores impactos ao ambiente. Acredita-se que, ao longo do tempo, a questão ambiental possa ser amplamente aprimorada para o carvão, e que os custos de instalação de tecnologias CCT não acarretem um impacto negativo tão elevado na questão de custos do projeto.

Um raciocínio semelhante foi utilizado no momento de definição dos valores do grupo Logística. Hoje, este item é considerado de extrema importância, pois já é possível notar que o Brasil apresenta muitos gargalos neste setor, o que acaba por refletir no custo final do produto. O transporte a ser escolhido para o insumo, além de ser economicamente viável, deve causar a menor emissão possível de poluentes.

A questão logística no Brasil também poderá apresentar melhoras ao longo do tempo, porém a atual infraestrutura dos portos para recebimento de carvão importado, e as condições das estradas representam também um fator limitante, gerando inúmeros custos ao insumo. Tais custos podem tornar inviável a utilização do carvão e da biomassa na atualidade.

É claro que novamente deve-se mencionar que um dos pontos negativos da ferramenta denominada matriz causa-efeito encontra-se na subjetividade da análise, mas ao considerar a

experiência que se tem com o tema e o levantamento estatístico feito, tal subjetividade pode ser amortizada.

Sugere-se para trabalhos futuros que se faça a complementação da ferramenta metodológica desenvolvida, preferencialmente através da elaboração de cenários de modo a validar o objetivo principal da ferramenta. Outra sugestão é através da inserção de um método que permita a avaliação técnico-econômica da rota apontada no presente estudo.

12. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABRAM, A.; FORSTER, L. **A primer on ammonia, nitrogen, fertilizers and natural gas markets**, Department of AED Economics – Ohio State University, 2005.

ALMEIDA, D. A.; LEAL, F.; ALMEIDA, R.A. Mapeamento do Processo de Formação de Falhas: Uma Aplicação no Setor Elétrico. In: **CONGRESSO BRASILEIRO DE ENERGIA (CBE)**, 10, Anais... Rio de Janeiro, 2004.

ALMEIDA; D. A.; FAGUNDES, L. D.; LEAL; F. Metodologia de gestão de falhas para empresas do setor elétrico. In: **ENCONTRO NACIONAL DE ENGENHARIA DE PRODUÇÃO (ENEGEP)**, Florianópolis/SC, 2004, Anais... Florianópolis: ENEGEP, 2004.

AMATO, G.W. **Casca: agregando valor ao arroz**. World Association and Tecnological Research Organizatrions. p.5, 2002

ARIYAPAD, S.; SHIRES, P.; BHARGAVA, M.; EBBERN, D. KBR's Transport Gasifier (TRIG®) – Advanced Technology for SNG Production from Low-Rank Coals, **25o Annual International Pittsburg Coal Conference**, 20 de setembro a 02 de outubro de 2008.

ASQ – AMERICAN SOCIETY QUALITY – **Idea creation tools** (Ferramentas da Qualidade), disponível em: <http://asq.org/learn-about-quality/idea-creation-tools/overview/overview.html>, acessado em 14/05/2010.

AUSTRÁLIA – AUSTRALIAN MINES ATLAS – **Atlas de recursos minerais, minas e centros de processamento do Governo Australiano**. Disponível em: www.australianminesatlas.gov.au, acessado em 10/01/2010.

BELL, D.A.; TOWLER B. F.; FAN, M.; Coal gasification and its applications, Editora Elsevier, Holanda, Primeira Edição, 2011

BELMIRO, P. N. A.; CARRETEIRO, R.P. **Lubrificantes e lubrificação industrial**, Elsevier, Holanda, 2011.

BORBA, R. F. Carvão Mineral. **Balanco Mineral Brasileiro**. Porto Alegre, 2001.

BORMA, L. De S. et al. **Utilização de cinza no contexto da reabilitação de áreas de mineração de carvão**. Contribuição Técnica elaborada para o V Congresso Brasileiro de

Geotecnia Ambiental, Porto Alegre - RS, maio 2003. Disponível em <http://www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2003-025-00.pdf>, acessado em 18/04/2008.

BRASIL – ABEGAS^(a) – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS EMPRESAS BRASILEIRAS DISTRIBUIDORAS DE GÁS CANALIZADO; Estatísticas 2011: **Demanda de gás natural para indústrias aumenta em Agosto**, 23/09/2011; disponível em: http://www.abegas.org.br/imp_noticia_view.php?CodNot=26412&CodEditoria=6, acessado em 13/10/2011.

BRASIL – ABEGAS^(b) – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS EMPRESAS BRASILEIRAS DISTRIBUIDORAS DE GÁS CANALIZADO; Estatísticas 2011: **Consumo residencial de gás natural atinge um milhão de metros cúbicos por dia**. Disponível em: http://www.abegas.org.br/imp_noticia_view.php?CodNot=25827&CodEditoria=6, acessado em 13/10/2011.

BRASIL – ABCM – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE CARVÃO MINERAL – **ABCM: Dados estatísticos**. Disponível em: <http://www.satec.edu.br/abcm/conteudo.asp?d1=38&d2=&d3=8>, acessado em 10/04/2011.

BRASIL – ABIQUIM – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS QUÍMICAS, **Anuário estatístico da associação brasileira das indústrias químicas 2009**, ano base 2008, São Paulo, 2009.

BRASIL – ABIQUIM – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS QUÍMICAS, **Anuário estatístico da associação brasileira das indústrias químicas 2011**, ano base 2010. São Paulo, 2010.

BRASIL – ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA– **Atlas de energia elétrica**, 1º Edição, 2005.

BRASIL – ABM-CGEE – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE METALURGIA E MATERIAS e CENTRO DE GESTÃO DE ESTUDOS ESTRATÉGICOS, **Panorama do setor siderúrgico: estudo prospectivo do setor siderúrgico**, 2010, disponível em: http://www.abmbrasil.com.br/epss/arquivos/documentos/2011_4_19_11_18_10_21931.pdf, acessado em 14/08/2010.

BRASIL – ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – **Atlas de energia elétrica**, 2º edição, 2008.

BRASIL – ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – **Atlas de energia elétrica**, 3º edição, 2010.

BRASIL – ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – **Centro de documentação técnica; Decreto de 31 de Março de 2000**, disponível em <http://www.aneel.gov.br/cedoc/dec2000sn031.pdf>, acessado em 10/03/2011.

BRASIL – ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA – BIG: **Banco de informações de geração 2011**, Banco de Dados Online disponível em: <http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/capacidadebrasil.asp>, acessado em 13/10/2011.

BRASIL – ANP – AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO. **Anuário estatístico brasileiro do petróleo e do gás natural 2009**. Disponível em: <http://www.anp.gov.br> Acessado em 10/09/2010.

BRASIL – ANP – AGÊNCIA NACIONAL DE PETRÓLEO. **Anuário estatístico brasileiro do petróleo e do gás natural 2010**. Disponível em: <http://www.anp.gov.br> Acessado em 10/09/2010.

BRASIL – ANP – AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO **A indústria de gás natural no Brasil**, Rio de Janeiro, 16 de Janeiro de 2004, 167p. Disponível em: <http://www.anp.gov.br>, acessado em 10/09/2010.

BRASIL – ANP – AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS – **Regulamento Técnico 01/1998**, disponível em: http://nxt.anp.gov.br/nxt/gateway.dll/leg/folder_portarias_anp/portarias_anp_tec/1998/abril/pa np%2041%20-%201998.xml, acessado em 09/09/2010.

BRASIL – BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO SOCIAL – BNDES: **Etanol, Alcoolquímica e Biorrefinarias; Publicação setorial**, no 25, páginas de 5 a 38. Texto de Valéria Delgado Bastos, 2007.

BRASIL – CTBE – LABORATÓRIO NACIONAL DE CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO BIOETANOL: **Definição do etanol lignocelulósico**, disponível em: <http://www.bioetanol.org.br/interna/index.php?pg=MzM=>, acessado em 16/12/2010.

BRASIL – CONAB – COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO – **Séries históricas das safras de arroz, milho e soja**. Disponíveis em: <http://www.conab.gov.br/conteudos.php?a=1252&t=2>, acessadas em 12/07/2011.

BRASIL – CONSELHO DE INFORMAÇÕES SOBRE BIOTECNOLOGIAS – CIB, **Guia do milho: Tecnologia do campo à mesa**; 2007, disponível em: http://www.cib.org.br/pdf/guia_do_milho_CIB.pdf, acessado em 10/11/2009.

BRASIL – DNPM – DEPARTAMENTO NACIONAL DE PRODUÇÃO MINERAL;
Anuário Mineral Brasileiro, 2006, ano base 2005.

BRASIL – DNPM – DEPARTAMENTO NACIONAL DA PRODUÇÃO MINERAL. **Perfil analítico do carvão**. 2 ed. Porto Alegre. 140 p. (Boletim, 6),1987.

BRASIL – DPNM – DEPARTAMENTO NACIONAL DA PRODUÇÃO MINERAL.
Anuário da produção mineral. Brasília, 2005; disponível em: <http://www.dnpm.gov.br>,
acessado em 15/11/10.

BRASIL – DPNM – DEPARTAMENTO NACIONAL DA PRODUÇÃO MINERAL.
Informativo anual da indústria carbonífera. Brasília, 2005.

BRASIL – DNPM. DEPARTAMENTO NACIONAL DE PRODUÇÃO MINERAL. **Perfil BRASIL**, 2010.Disponível em:
https://sistemas.dnpm.gov.br/publicacao/mostra_imagem.asp?IDBancoArquivoArquivo=3967
acessado em: 14/11/2010

BRASIL – DNPM. DEPARTAMENTO NACIONAL DE PRODUÇÃO MINERAL. **Perfil BRASIL**, 2010.Disponível em:
https://sistemas.dnpm.gov.br/publicacao/mostra_imagem.asp?IDBancoArquivoArquivo=3967
acessado em 14/11/2010.

BRASIL – EMBRAPA – EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA –
Sistema de produção do milho, versão eletrônica, 6º edição, setembro de 2010. Disponível
em http://www.cnpms.embrapa.br/publicacoes/milho_6_ed/index.htm, acessado em
14/01/2011.

BRASIL – EMBRAPA – EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA –
Centro de Inteligência do Milho – CIM – Informações técnicas, **Análise conjuntural e
dados estatísticos** disponíveis em <http://cimilho.cnpms.embrapa.br/inicio/index.php>,
acessado em 14/01/2011.

BRASIL – EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA; **Balanco energético
nacional**, 2009, ano base 2008.

BRASIL – EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA; **Balanco energético
nacional**, 2010, ano base 2009.

BRASIL – EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA; **Balanço energético nacional**, 2011, ano base 2010.

BRASIL – EPE E MME – **Plano decenal de energia elétrica 2008 – 2017**, elaborado em 2009.

BRASIL – **Lei Nº 11.909, de 04 de março de 2009**, “Dispõe sobre as atividades relativas ao transporte de gás natural, de que trata o art. 177 da Constituição Federal, bem como sobre as atividades de tratamento, processamento, estocagem, liquefação, regaseificação e comercialização de gás natural; altera a Lei no 9.478, de 6 de agosto de 1997; e dá outras providências”, Governo Federal. Disponível em: http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2007-2010/2009/lei/111909.htm, acessado em 23/03/2010.

BRASIL – MIDC – MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO, INDÚSTRIA E COMÉRCIO EXTERIOR. **Sistema de Análise das Informações de Comércio Exterior via Internet (AliceWeb)**. Disponível em <http://aliceweb.desenvolvimento.gov.br/>, acessado em 17/12/2011.

BRASIL – Rede Carvão – Rede de Pesquisa, **Desenvolvimento Tecnológico e Inovação em Carvão Mineral**, 2010. Disponível em http://www.ufrgs.br/rede_carvao/index.html, acessado em 14/08/2009.

BRASIL – **SINDICATO DA INDÚSTRIA DE EXTRAÇÃO DE CARVÃO DO ESTADO DE SANTA CATARINA – SIECESC**, 2010. Disponível em <http://www.siecesc.com.br/>, acessado em 13/07/2010.

BRASKEM INDÚSTRIA QUÍMICA - **Informes plástico verde**, 2011. Disponível em <http://www.braskem.com.br/plasticoverde/im-green.html>, acessado em 11/04/2011.

BREAULT, R. W. **Gasification Process Old and New: A basic review of the major technology**; *Energies* **2010**, 3, 216-240, disponível em: <http://www.mdpi.com/1996-1073/3/2/216/>, acessado em 20/03/2010.

BRIDWATER, A. V.; MEIER, D.; RADLEIN, D.; **An overview of fast pyrolysis of biomass**. Holanda: Elsevier, 15 páginas, 1999.

BRITISH PETROLEUM – **Energy outlook 2030 – Long term projections**; conteúdo *online*, disponível em: <http://www.bp.com/sectiongenericarticle800.do?categoryId=9037134&contentId=7068677>, acessado em 12/03/2010

BP – BRITISH PETROLEUM – **Statistical review of world energy 2011**; conteúdo *online*, disponível em:
<http://www.bp.com/sectionbodycopy.do?categoryId=7500&contentId=7068481>, acessado em 09/08/2011.

BROMBERG, L.; CHENG, W. K. **Methanol as an alternative transportation fuel in the US: Options for sustainable and/or energy-secure transportation**, Massachusetts Institute of Technology, revisado em: 28/11/2010. Disponível em:
<http://www.methanol.org/Energy/Resources/Alternative-Fuel/MIT-Methanol-Report-Final-Nov-2010.aspx>, acessado em 20/09/2011.

CALLE, F.R., BAJAY, S.V., ROTHMAN, H. **Uso da biomassa para a produção de energia na indústria brasileira**. Campinas/SP: Editora da Unicamp, 2005.

CANO, T.M. **Carvão Mineral**, 2009. Disponível
 Em: https://sistemas.dnpm.gov.br/publicacao/mostra_imagem.asp?IDBancoArquivoArquivo=3970, acessado em: 14/11/2010.

COMPANHIA DE GÁS DA BAHIA – BAIHAGÁS; **O que é gás natural?** Texto *online* disponível em: <http://www.bahiagas.com.br/gas-natural/o-que-e-gas-natural>, 2011, acessado em 13/10/2011.

COMUNIDADE EUROPEIA : **Mapa dos principais gasodutos, ano 2009**, disponível em:
http://ec.europa.eu/energy/international/bilateral_cooperation/russia/doc/2009_major_gas_pipelines_towards_the_european_union.pdf, acessado em 18/04/2011.

CORTEZ, L.A.B; LORA, E.E.S.; AYARZA, J.A.C. Biomassa no Brasil e no mundo. In: CORTEZ, L.A.B; LORA, E.E.S.; GOMEZ, E.O. (org). **Biomassa para energia**. Campinas/SP: Editora da UNICAMP, 2009.

DANTAS NETO, A. V.; GURGEL, A.; **Apostila de refino de petróleo e petroquímica**; Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Departamento de Engenharia Química, Natal, 2008, 244p.
de carvão. Contribuição técnica elaborada para o V Congresso Brasileiro de Geotecnia Disponível em: <http://www.dnpm.gov.br.htm>, acessado em: 21 set. 2010.

ESTADOS UNIDOS – DOE-NETL – DEPARTMENT OF ENERGY – NATIONAL ENERGY TECHNOLOGY LABORATORY (NETL): **The gas turbine Handbook, 2007**. Disponível em:
<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/turbines/refshelf/handbook/TableofContents.html>, acessado em 04/08/2008.

ESTADOS UNIDOS – DOE- NETL. DEPARTMENT OF ENERGY – **National energy technology laboratory: Gasification systems – Gasifipedia, 2010**. Disponível em: <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/TOC.html>, acessado em 08/09/2010.

ESTADOS UNIDOS – EIA – ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION, **International energy outlook 2008**, Estados Unidos, 2008, 260p. Disponível em <HTTP://eia.doe.gov/oiaf/ieo/index.html> acessado em 19/10/2008.

ESTADOS UNIDOS – EIA – ENERGY INTERNATIONAL AGENCY – **Annual energy outlook 2008** –. Disponível em: <https://www.procon.org/files/eia.outlook.pdf>, acessado em 23/09/2009.

ESTADOS UNIDOS – EIA – ENERGY INTERNATIONAL AGENCY – **Annual energy outlook 2009** –. Disponível em: <http://www.eia.gov/oiaf/archive/aeo09/> acessado em 23/04/2010.

ESTADOS UNIDOS – EIA – ENERGY INTERNATIONAL AGENCY – **Annual energy outlook 2010** –. Disponível em: [http://www.eia.gov/forecasts/aeo/pdf/0383\(2011\).pdf](http://www.eia.gov/forecasts/aeo/pdf/0383(2011).pdf), acessado em 04/07/2011.

ESTADOS UNIDOS – EIA – ENERGY INTERNATIONAL AGENCY – **Energy outlook 2012 – Early release overview**, 2012. Disponível em: [http://www.eia.gov/forecasts/aeo/er/pdf/0383er\(2012\).pdf](http://www.eia.gov/forecasts/aeo/er/pdf/0383er(2012).pdf), acessado em 12/02/2012.

ESTADOS UNIDOS – EPA – ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – Gerald T. Joseph; David S. Beachler: **Scrubber systems operation review lesson 1**; 1998, 18 páginas, disponível em: [http://yosemite.epa.gov/oagps/eogtrain.nsf/ae20ef1becae534385256b4100770781/daf3098012db893e85256b6b0067b7e5/\\$FILE/si412c_lesson1.pdf](http://yosemite.epa.gov/oagps/eogtrain.nsf/ae20ef1becae534385256b4100770781/daf3098012db893e85256b6b0067b7e5/$FILE/si412c_lesson1.pdf), acessado em 12/05/2010.

ESTADOS UNIDOS – FAO – FOUNDATION AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS; **Food and agricultural commodities production**, 2009; disponível em: <http://faostat.fao.org/site/339/default.aspx>, acessado em 17/04/2010.
ESTADOS UNIDOS – GTC – GASIFICATION TECHNOLOGY COUNCIL. **World gasification database, 2012**, conteúdo *online* disponível em: <http://gasification.org/database1/search.aspx>, acessado em 17/10/2011.

ESTADOS UNIDOS – IFA – INTERNATIONAL FERTILIZER INDUSTRY ASSOCIATION – **Climate change**; disponível em <http://www.fertilizer.org/ifa/HomePage/SUSTAINABILITY/Climate-change/Emissions-from-production.html>, acessado em 14/08/2010.

ESTADOS UNIDOS – MIT – MASSACHUSETTS INSTITUTE. **The future of natural gas – An interdisciplinary study of Massachusetts Institute, 2011**. Disponível em <http://web.mit.edu/mitei/research/studies/natural-gas-2011.shtml>, acessado em 09/10/2011.

ESTADOS UNIDOS – INREL – NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY. **What is Biorefinery?**. 2010. Disponível em <http://www.nrel.gov/biomass/biorefinery.html>, acessado em 10/03/2010.

FARIAS, E. C. **Logística de abastecimento de carvão mineral importado para o sistema usiminas, tecnologia em metalurgia e materiais**. São Paulo, Vol.3, No 3, pág. 12-15, jan-mar, 2007.

FERREIRA, R.L.P.; BOMTEMPO, J.V.; ALMEIDA, E. L.F. **Estudo das inovações tecnológicas em GTL com base em patentes: o caso Shell**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE P & D EM PETRÓLEO & GÁS, 2., 2003. Rio de Janeiro. Anais eletrônicos... Rio de Janeiro: UFRJ, 2003. Disponível em: <http://www.ie.ufrj.br/2pdpetro/>, acessado em 19/08/2008.

FIEDLER, E. et al, **Methanol – Introduction**. Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2002.

FIEDLER, E.; GROSSMANN, G.; KERSEBOHM, D. B.; WEISS, G.; WITTE, C., **Methanol – Production, process technology and uses**. Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2002.

FIXEN, P. E., **Reservas mundiais de nutrientes dos fertilizantes**; Artigo Publicado no Informações Agronômicas, N 126, junho de 2009. Publicação pertencente ao IPNI – INTERNATIONAL PLANT NUTRITION INSTITUTE. Disponível em: [http://www.ipni.net/ppiweb/brazil.nsf/\\$webindex/7C0E720CC0D9641F032575F60080A2ED](http://www.ipni.net/ppiweb/brazil.nsf/$webindex/7C0E720CC0D9641F032575F60080A2ED) acessado em 12/09/2009.

FLEISCH, T, SILLS, R.; **British Petroleum America; Feed stocks of the future: The Case of syngas**, 2005. Palestra apresentada no Innovation Day, Philadelphia – USA, September, 7, 2005.

FLEISCH, T. H.; SILLS, R. A.; BRISCOE, M. D. **GTL-FT in the emerging gas economy.** *Petroleum Economist*, pp. 39-41, Janeiro de 2003. (Fundamentals of gas to liquids – special edition)

FLEISCH, T., British Petroleum – Gas-To-Products: More options for remote gas monetization, 2003. Palestra apresentada no SPE Meeting, Denver - USA, 6-9, October, 2003.

GASNET – O Site do gás natural e GNV – Texto: O Gás, 2009; Conteúdo *online* disponível em: http://www.gasnet.com.br/novo_gasnatural/gas_completo.asp#gas1, acessado em 09/10/2011.

GEROSA, T.M. **A versatilidade do gás natural nas aplicações industriais: um foco no seu uso como matéria-prima.** Palestra apresentada no 2º Seminário Internacional da Integração Energética Latino-Americana, em 31/08/2006.

GEROSA, T.M; **O estudo do gás natural como insumo para a indústria química e petroquímica: modelagem de uma planta gás química**, Dissertação (Mestrado – Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia) – EP / FEA / IEE / IF da Universidade de São Paulo, 2007.

GINSTER, M.; MATJIE, R.H.; Beneficial utilization of Sasol coal gasification ash. Artigo apresentado no **World of Coal Ash Conference**, 2005, Lexington, Kentucky, USA. Disponível em <http://www.flyash.info/2005/94gin.pdf>, acessado em 20/01/2010.

GOMES, A.P. et al. **Carvão Fóssil, Estudos Avançados**, 1998, vol. 12, n. 33, pp. 89 a 106, disponível em http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0103-40141998000200006, acessado em 14/02/2008.

HE, Z.; STAPLES, G.; ROSS, M.; COURT, I. **Fourteen Japanese quality tools in software process improvement.** The TQM Magazine, v. 8, n. 4, p. 40-44, 1996.

HIGMAN, C.; BURGT van der M. **Gasification.** Alemanha: Elsevier, 454páginas, 2007. <http://www.cetem.gov.br/publicacao/CTs/CT2003-025-00.pdf>, acessado em 18/04/2010.

HUANG; Wen-Yuan – **Impact of rising natural gas prices on U.S. ammonia supply;** Agosto de 2007; disponível em www.ers.usda.gov Acessado em 17/03/2010.

IEA CCC – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY CLEAN COAL CENTRE – **Clean coal technologies database.** Disponível em: <http://www.iea-coal.org.uk/site/2010/database-section/clean-coal-technologies>, acessado em 23/09/2010.

IEA – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – **Key world energy statistics. “Total primary supply in the world”**. 2004. Disponível em www.iea.org, acessado em 15/01/2008.

IEA-CCC – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – CLEAN COAL CENTRE – **Clean coal technologies database. 2010**. Disponível em: <http://www.iea-coal.org.uk/site/2010/database-section/clean-coal-technologies>, acessado em 19/12/2010.

IEA-CCC – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY – CLEAN COAL CENTRE. **Clean coal technologies: Accelerating commercial and policy drivers for deployment. 2008**. Disponível em: http://www.iea.org/Papers/2008/clean_coal_ciab_2008.pdf, acessado em 19/12/2010.

JENKINS, S; **Gasification 101**; palestra ministrada no Gasification Technology Council Workshop, em 13 de março de 2008. Disponível em: www.canadiancleanpowercoalition.com, acessado em 07/08/2008.

KARSAK, E. E.; SOZER, S.; ALPTEKIN, E. **Product planning in quality function deployment using a combined analytic network process and goal programming approach**. Computers & Industrial Engineering, vol. 44, n. 1, p. 171-190, 2002.

KLASS, D. L., **Biomass for renewable energy, fuels and chemicals**. Estados Unidos: Elsevier, 1ª edição, 651 páginas, 1998.

KREUTZ, T.G., et al. **Fischer-Tropsch fuels from coal and biomass**. Princeton: Environmental Institute - Princeton University, 86p, 2008.

KUMABE, K. et al. Environmental and economic analysis of methanol production process via biomass gasification. Estados Unidos: Elsevier, 2008, 5 páginas.

LORA, E.E.S.; **Geração termoelétrica – planejamento, projeto e operação**. Rio de Janeiro/RJ: Editora Interciência, Dois volumes, 1.296 páginas, 2004.

MARSCHNER, F.; RENNER, HJ. **Gas production – Steam reforming of natural gas and others hydrocarbons**. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2002.

MARTINSEN, D.; FUNK, C.; LINSEN, J. **Biomass for transportation fuels—A cost-effective option for the German energy supply?** Alemanha: Elsevier, 13 páginas, 2009.

MAXWELL, G.R.; **Synthetic nitrogen products**. Estados Unidos: Springer Ltd, 2004, 448p.

METHANEX – **Annual information form, 16/03/2010**. Disponível em http://www.methanex.com/investor/documents/2010/AIF_09.pdf, acessado em 14/07/2010.

METHANOL INSTITUTE, **Global methanol capacity, 2010** (relativo a 2009). Disponível em: www.methanol.org.br, acessado em 15/08/2010.

METHANOL INSTITUTE, **Methanol expansion forecast 2009-2012**. Disponível em: www.methanol.org, acessado em 20/12/2011.

METHANOL INSTITUTE, **Global methanol supply and demand balance, 2005-2010**. Disponível em: <http://www.methanol.org/Methanol-Basics/Resources/MMSA-Global-Methanol-Supply-and-Demand.aspx>, acessado em 14/10/2011.

MILLER, B. G. **Coal Energy Systems**. Estados Unidos: Elsevier, 542 páginas, 2005.

MIZUNO, S. **Gerência para melhoria da qualidade**: as sete novas ferramentas de controle da qualidade. Rio de Janeiro/RJ: LTC livros técnicos e científicos Ed., 1993.

MONTENEGRO, R., S.P; PAN, S., S.K; **Gás natural como matéria prima para a produção de eteno no estado do Rio de Janeiro**; BNDES Setorial, Rio de Janeiro, nº 12, p. 135-160, Setembro de 2000.

MOURA, E. CORREA; **As sete ferramentas gerenciais da qualidade**; 1994, Rio de Janeiro, RJ.

NOGUEIRA, M. F. M. **Arranjo mega-gaseificadores, aula ministrada na II Escola de Combustão de São José dos Campos, SP**, em 22 a 26 de junho de 2009. Disponível em http://redenacionaldecombustao.org/escoladecombustao/arquivos/EDC2009/gaseificacao/gas_capitulo_6.pdf, acessado em 10.08.2010.

NOGUEIRA, L. A. H, LORA E. E. S. **Dendroenergia: Fundamentos e aplicações.2 ed.** Porto. Alegre: Interciência, 199 p, 2003.

OLIVEIRA, T; BONTEMPO, J. V; ALMEIDA, E. F. **Um estudo de prospecção e de estratégias de inovação: O caso Dimetil Éter (DME) – Um novo combustível derivado do gás natural**, Rio de Janeiro 2003.

PEREIRA, M. ANTONIO; **As sete novas ferramentas da qualidade**; Aula ministrada no curso Gestão da Qualidade, 2010. Disponível em: <http://pt.scribd.com/doc/48738659/As-7-novas-ferramentas-da-qualidade> Acessado em 15/04/2010.

PETROBRAS – **Biocombustíveis e a refinaria do futuro**, palestra ministrada pelo Prof. Dr. Eduardo Falabella Souza-Aguiar na ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE QUÍMICA, em 2007. Disponível em: http://www.abq.org.br/biocom/2011/download.php?tipo=palestras&arquivo=Biocombustiveis-e-a-refinaria-do-futuro_EDUARDO-FALABELLA-SOUSA-AGUIAR.pdf, acessado em 10/06/2008.

PETROBRAS – **Apostila de processos de refino do curso de formação de operadores de refinaria**. Material desenvolvido pelo Centro Universitário Positivo, adaptado do Material Original de Elie Abadie; 76 p, Curitiba, 2008.

PIRRUNG, M.C. **The synthetic organic chemist's companion**. Estados Unidos: Wiley Interscience, 213p, 2007.

QAFCO – Catar Fertiliser Company: **Ammonia World Market: Current and Future Scenario**; Apresentada no 15th AFA INT: I Fertilizer Forum & Exhibition, de 10-12 Fevereiro de 2009.

QUIRINO, W.F. **Tratamentos da biomassa para utilização energética**. In: ESCOLA DA COMBUSTÃO, 2, 2009, São José dos Campos. Curso de gaseificação de biomassa. Brasília: Serviço Florestal Brasileiro, v.2. p.49-67, 2009.

ROTONDARO, R.G. et. al. **Seis Sigma: Estratégia gerencial para a melhoria de processos, produtos e serviços**. São Paulo: Atlas, 2002.

SAAB, A. A.; PAULA, R. de A. **O mercado de fertilizantes no Brasil: Diagnósticos e propostas de políticas**. Artigo publicado na: Revista de Política Agrícola, Ano XVII, Nº2, Abril/Maio/Junho, pgs. 5 a 24, 2008.

SALES, C. A. V. B., ANDRADE, R. V. e LORA, E. E. S. Geração de eletricidade a partir da gaseificação de biomassa. In: Proceedings of the **6. Encontro de Energia no Meio Rural**, 2006, Campinas (SP, Brazil) [online]. 2006 [cited 24 May 2010]. Disponível em http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022006000100067&lng=en&nrm=iso, acessado em 15/07/2010.

SANADI, A. **Ammonia world market: current and future scenario**; QAFCO – QATAR FERTILIZER COMPANY (QAFCO), palestra apresentada no 15th AFA International

Fertilizers Forum and Exhibition, 10/02/2009. Disponível em:
http://www.afa.com.eg/uploads/papers/2009/files/120109115520_12_qafco_final_compatibility_mode_.pdf, acessado em 16/04/2010.

SANTOS, E. M. et al. **Gás natural: estratégias para uma energia nova no Brasil**. São Paulo: Ed. Annablume, 352 p, 2002.

SOLOGUREN, L. **Produtividade do milho no Brasil: o novo desafio para consolidar exportações**. Artigo pertencente ao Portal do Centro Informações sobre Biotecnologia, 2010. Disponível em: <http://www.cib.org.br/pdf/sologuren.pdf>, acessado em 19/01/2011.

SPATH, P.L; DAYTON, D.C. Preliminary screening – Technical and economical assessment of synthesis gas to fuels and chemicals with emphasis on the potential for biomass – Derived Syngas. NREL – NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY, 2003.

SPEIGHT, J.G.; Synthetic fuels handbook – Properties, process and performance. Estados Unidos: McGraw Hill, 431p., 2008.

STEYNBERG, A.; DRY, M. **Fischer-Tropsch Technology**, Amsterdam: Elsevier, vol.152, 2004.

STRANGES, A. N. **Germany's synthetic fuel industry 1927-1945**, Prepared for presentation at the AIChE 2003 Spring National Meeting, 2003, 13. Disponível em www.fischer-tropsch.org, acessado em 22/11/2007.

SZKLO, A.S.; **Fundamentos do refino do petróleo**. Rio de Janeiro: Inter ciência, 2008. 285p.

THE WORLD FACT GROUP – **Pipeline map of North America**. Disponível em:
http://www.theodora.com/pipelines/north_america_oil_gas_and_products_pipelines.html,
 acessado em 18/04/2011.

UNFCCC – UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGES; **Clean development mechanism, Glossary of CDM Terms version 04**, 2008. Disponível em <http://cdm.unfccc.int/Reference/glossary.html>, acessado em 12/12/2008.

UNFCCC – UNITED NATIONS FRAMEWORK CONVENTION ON CLIMATE CHANGES. **Clean development mechanism, CDM validation and verification manual, version 01**, 2007, disponível em: <http://cdm.unfccc.int/Reference/Manuals/index.html> ,
 acessado em 10/01/2009.

WORLD COAL INSTITUTE. **Coal Resource Report, 2006**. Disponível em www.worldcoal.org, acessado em 17/08/2007.

APÊNDICE A – TECNOLOGIAS DE LIMPEZA DO CARVÃO (CCT)

O Clean Coal Technology (CCT), é uma tecnologia que busca a redução dos efeitos negativos do carvão. Para tanto, são utilizados processos que visam, desde a limpeza do carvão, enquanto em estado bruto, como também de suas emissões.

O carvão é considerado como o mais poluente dentre todos os combustíveis fósseis disponíveis para a utilização na produção de energia. Quando queimado, sem qualquer tratamento, suas emissões contribuem para o aquecimento global, além de liberarem compostos que geram a chuva ácida, e conseqüentemente, poluem o ar e a água. Os óxidos de enxofre são os responsáveis pela formação da chuva ácida e, conforme EBX (2010), eles podem ser removidos em até 98% através das aplicações de CCT. O mesmo ocorre com os óxidos de nitrogênio que causam a destruição da camada de ozônio; cerca de 90% destes também podem ser removidos pela CCT. A remoção dos particulados, associados aos problemas respiratórios, atinge até 99,9%.

A.1 Tipos de preparação do carvão

A.1.1 Lavagem do carvão

Este processo consta da trituração do carvão em pequenos pedaços, seguida pela separação gravimétrica. Esta consiste na colocação do carvão em tanques (barris) com um fluido, especial para o processo, cuja densidade permite que os pequenos pedaços flutuem e que as partículas das impurezas indesejadas se assentem no fundo do barril, sendo então removidas. O carvão restante é pulverizado e preparado para a queima.

A.2 Sistemas de dessulfurização da corrente gasosa (Flue Gas Desulphurisation - FGD Systems)

São processos utilizados para a remoção de SO₂. Destacam-se, dentro deste processo, tecnologias como: Wet Scrubber, Venturi Scrubber, Spray Dry Scrubber, Sorbent Injection Processes, Dry Scrubbers, Regenerable Systems e Combined SO₂/NO_x Removal Processes. Conforme dados do IEA (2010), há 27 países que utilizam ao menos uma tecnologia FGD.

As tecnologias mais utilizadas são: wet scrubber, seguido pelo dry spray scrubber, e o sorbent injection processes.

A.2.1 Wet scrubber

Além de ser o método mais utilizado para esta finalidade, em alguns casos chega a atingir cerca de 99% de eficiência. Uma mistura de calcário e água é borrifada sobre a fumaça (emissão), e ao reagir com o SO₂, formará gesso (sulfato de cálcio), o qual se acumula no fundo do reator, conforme apresentado na Reação A.1. Após ser removido do sistema, pode ser utilizado na indústria da construção civil.

Porém, como na prática há a presença de ar no gás residual, ocorre um processo de oxidação e o resultado final do processo é uma mistura úmida de sulfato de cálcio (gesso) e sulfito de cálcio. A etapa de oxidação forçada pode ocorrer tanto *in situ* (dentro do próprio lavador) ou *ex situ* (em uma câmara de reação, em separado). Independente do local onde ocorre, o subproduto gesso é formado, e pode ser vendido a empresas voltadas à construção civil.

Conforme o IEA (2010), atualmente, há uma série de projetos de *wet scrubber* disponíveis, tais como:

a) Venturi Scrubber

É a tecnologia mais utilizada, e tem como finalidade a remoção de materiais particulados e compostos sulfurosos. Água é injetada no Venturi, por onde passa o fluxo dos gases de combustão (residuais), formando gotículas. O impacto das cinzas circulantes com as gotículas forma um subproduto molhado (pasta), o que exige o descarte do mesmo. A eficiência do sistema na remoção de partículas está relacionada a sua distribuição do tamanho, ou seja, quanto mais reduzido for este tamanho, menos eficiente será a remoção. A Figura A.1, apresenta um exemplo de Venturi scrubber. Observa-se a presença de um eliminador de névoas, dispositivo que normalmente deve ser acoplado, a esta tecnologia sendo também conhecido como ciclone de separação.

Figura A.1 Exemplo de um Venturi

Fonte: (EPA,1998; adaptação própria)

b) Torre de *spray*

A pressão da bomba e os bicos de pulverização injetam o líquido de lavagem na câmara de reação, fornecendo grande área de superfície de partículas para uma eficiente transferência de massa.

c) *Plate tower design*

O gás é disperso na forma de bolhas, o que também proporciona uma grande área de superfície adsorvente.

d) *Impingement scrubber design*

Neste projeto, há uma câmara vertical com placas perfuradas, parcialmente cobertas por placas-alvo. As placas são inundadas com uma polpa de adsorvente e o gás de combustão (residual) é acelerado no sentido contra-corrente, através das perfurações. O gás residual e o líquido adsorvente fazem contato em torno da placa-alvo criando uma zona de turbulência para a formação de espuma. Esta reação ocorre somente por contato.

e) Torre empacotada

Torre empacotada, onde o gás residual flui no sentido ascendente, enquanto o material adsorvente que entra em contato com o gás, flui no sentido descendente. Esta tecnologia já conta com a unidade oriunda dos separadores de névoa, pois a mesma vem embutida e localiza-se no topo do *scrubber* (Figura A.2).

Figura A.2 Exemplo de uma torre empacotada

Fonte: (EPA, 1998; adaptação própria)

f) Torre empacotada de leito fluidizado

Processo semelhante ao da torre empacotada, diferenciando-se por utilizar um leito fluidizado. Quando a tecnologia do wet scrubber é utilizada, a instalação de um sistema de tratamento de água é necessária, para que esta possa ser descartada sem gerar impactos, ou até mesmo reutilizada no local.

A.2.2 Spray dry scrubbers

Este sistema necessita de um dispositivo que seja responsável pelo controle eficiente de partículas, tal como um filtro de tecido. Uma forma de aprimoramento, é a instalação de um sistema de reciclo, de forma a melhorar a utilização do adsorvente e também da eliminação dos subprodutos. O óxido de cálcio é o adsorvente mais comumente utilizado. A lama de cal, também conhecida como leite de cal, é pulverizada em um vaso do reator na forma de uma nuvem composta por gotículas. O calor dos gases de combustão (residuais) é responsável pela evaporação da água. O tempo de residência, em torno de 10 segundos, é suficiente para que

ocorra a reação simultânea do SO_2 e dos gases ácidos como SO_3 e HCl com a cal hidratada formando uma mistura seca de sulfato / sulfito de cálcio.

Diferentemente do *wet scrubber*, neste sistema não é necessária a instalação de um sistema de tratamento de água, pois essa é completamente evaporada através do *spray dry absorber*.

O subproduto, que também é composto de cal não reagida, pode ser misturado com lama de cal fresca de modo a aumentar a utilização dos adsorventes, já que nem toda a cal disponível reage com o SO_2 . Os fatores que influenciam na absorção química são: temperatura dos gases de combustão (residuais), concentração de SO_2 no gás de combustão (residual) e o tamanho das gotas que foram pulverizadas pelo sistema.

Embora esta tecnologia seja a segunda mais utilizada dos processos FGD, apresenta como limitação o fato de haver um volume limite de gás de combustão a ser processado, ou seja, pode ser aplicado em plantas com capacidade de geração de até 200 MWe. Em plantas maiores são necessários vários módulos deste processo, de modo a poder processar todo o volume de gás de combustão gerado. Sua eficiência na remoção de SO_2 é em torno de 90 a 95%.

A.2.2.1 Processo de injeção de adsorvente

Este sistema pode ser dividido em quatro tipos:

A.2.2.1.1. Injeção de adsorvente no forno

É a tecnologia mais simples destas quatro. Nesta, um adsorvente seco é injetado na parte superior do forno para reagir com SO_2 presente nos gases de combustão (residuais). O adsorvente comumente utilizado nestes processos apresenta uma textura fina e é distribuído de maneira uniforme sobre toda seção transversal na parte superior do forno, onde a temperatura encontra-se entre 750 a 1.250°C. Os adsorventes mais utilizados são o calcário (CaCO_3) e a cal hidratada $\text{Ca}(\text{OH})_2$. A reação do SO_2 com o adsorvente forma o CaSO_4 , que será removida através de um filtro de manga, juntamente com o adsorvente não reagido e as cinzas.

Quando a temperatura está acima de 1.250°C ocorrerá a sinterização da superfície do adsorvente, obstruindo os poros e, conseqüentemente, reduzindo a área de superfície ativa. Quanto mais uniforme for a distribuição do adsorvente no gás de combustão (residual), mais

rápido será o processo de sulfatação. Quando a temperatura é mantida no intervalo de 750 a 1.250°C, a transformação do SO₂ ocorrerá entre 1 a 2 segundos. Em temperaturas abaixo de 750°C, as reações praticamente cessam.

A.2.2.1.2 Economiser sorbent injection

Cal hidratada é injetada na corrente de gases de combustão, na região cuja temperatura esteja entre 300 a 650°C. Em razão da baixa temperatura, o subproduto gerado é o CaSO₃ ao invés do CaSO₄.

A.2.2.1.3 Duto de injeção de adsorvente

O principal objetivo deste processo é a distribuição uniforme do adsorvente no duto de gás após o pré-aquecedor onde a temperatura é em torno de 150°C. Caso seja necessário, no mesmo momento em que o adsorvente é injetado, o gás de combustão (residual) pode ser umedecido com água. A reação do adsorvente com o SO₂ presente no gás de combustão (residual) ocorre no próprio duto, e o subproduto é capturado através de um filtro localizado a jusante. Este processo apresenta eficiência de remoção maior que a injeção de adsorvente no forno. De acordo com o IEA (2011), a eficiência na remoção de SO₂ tem atingido valores em torno de 80%. A Figura A.3 apresenta o esquema simplificado desta instalação.

Figura A.3 - Exemplo de uma instalação com o duto de injeção de adsorvente

Fonte: (EPA, 1998; adaptação própria)

A.2.2.1.4 Sistema híbrido de injeção de adsorvente

Este processo geralmente é uma combinação das tecnologias forno de injeção de adsorvente e do duto de injeção de adsorvente. Objetivando a maior utilização do adsorvente e, consequentemente, maior remoção do SO_2 . Vários tipos de tratamento pós-forno são aplicados em sistemas híbridos tais como: injeção de um segundo tipo de sorvente, composto de sódio, dentro do duto, além da umidificação do ambiente, pois esta reativará o CaO não reagido aumentando a eficiência da remoção de SO_2 em até 90%. As vantagens da utilização deste processo são: remoção de SO_2 relativamente elevada, baixo custo de capital e operacional, fácil operação e manutenção e sem necessidade de tratamento das águas residuais do processo. Sua eficiência na remoção de partículas que estejam entre 0,5 até 100 μm oscila entre 90,0 a 99,99%.

A.2.3 Dry Scrubbers

São aqueles que possuem leito fluidizado circulante ou leitos móveis, e utilizam um adsorvente seco para reduzir as emissões de SO_2 de uma corrente de gás de combustão (gás residual) em uma câmara de reação específica.

No leito fluidizado circulante, durante o processo de lavagem a seco, a cal hidratada é injetada diretamente no reator, enquanto que a água é injetada no leito, visando obter uma temperatura de operação próxima à temperatura de saturação adiabática.

A eficiência da remoção de SO_2 no processo está entre 93 a 97% para uma razão molar de 1,2-1,5 Ca/S . O processo é considerado pela IEA (2011) como de fácil manutenção e operação.

A.2.4 Processo de regeneração controlada de SO_2

Neste processo, o adsorvente é regenerado de forma química ou térmica e fica disponível para a reutilização. Normalmente, este tipo de processo não necessita de unidades de tratamento de água e demais resíduos. Porém, para estes sistemas é aconselhável a instalação de um *pre-scrubber* para a remoção dos cloretos presentes.

Conforme IEA (2011), estes processos podem até atingir alta eficiência de remoção de SO_2 , normalmente acima de 95%, mas há um alto custo de capital envolvido, bem como elevado consumo de energia.

A.3 Redução e controle das emissões de NO_x

A.3.1 Medidas primárias

Conforme IEA (2010) e EPA (1998) as emissões de NO_x podem ser controladas ou reduzidas através de medidas primárias ou tecnologias disponíveis para o tratamento dos gases de combustão (residuais). As medidas primárias para o controle de NO_x são assim divididas:

A.3.1.1 Otimização do queimador para controle do excesso de ar (ajuste de fluxo do queimador)

A otimização do queimador geralmente é a principal medida a ser tomada para a redução da produção de NO_x . Esta otimização é obtida através da modificação das condições de funcionamento da caldeira.

O controle do excesso de ar, o ajuste fino do queimador e o balanceamento do fluxo de ar/combustível nos diversos queimadores buscam minimizar a formação de NO_x . No procedimento de controle de excesso de ar, a minimização do fluxo de ar oxigênio / combustível no estágio inicial da combustão, leva a formação reduzida de NO_x .

Os ajustes das configurações dos queimadores das caldeiras incluem ajustes de fábrica, onde são feitos os registros de ar e balanceamento do fluxo de carvão, regulagem do ajuste da queima e melhoria do sistema de controle da planta.

A.3.1.2 Combustão estagiada

Conforme Carvalho e Lacava (2003), por combustão estagiada entende-se a combinação de regiões ricas e pobres na câmara de combustão, nas quais são evitadas as condições favoráveis de temperatura e concentrações à formação de NO_x . O estagiamento é a injeção fracionada do combustível ou oxidante. Esta técnica apresenta resultados satisfatórios para a combustão de hidrocarbonetos com o ar (CARVALHO e LACAVA, 2003; apud WOOD, 1994), inclusive

em situações em que o ar é pré-aquecido acima de 1.000°C (CARVALHO e LACAVA, 2003; apud SYSKA, 1993).

A ideia deste processo é criar uma zona de combustão primária pobre, onde a temperatura não favoreça a formação de NO_x , e uma zona secundária de queima onde o combustível atinja gradativamente, sem que os gases de combustão permaneçam em temperatura elevada por longo período, ação que também desfavorece a formação de NO_x (Carvalho e Lacava, 2003). A combustão estagiada não precisa necessariamente ser atingida com queimadores especialmente projetados para esta finalidade. Tal fato pode ocorrer com injetores posicionados ao longo da câmara, quando tal manobra for possível.

A.3.1.3 Recirculação de gás residual (ou gás de combustão)

O controle de NO_x através da recirculação do gás de combustão (gás residual) inclui a recirculação dos gases no forno ou queimador. Nesta tecnologia cerca de 20-30% dos gases de combustão, a uma temperatura em torno de $350\text{-}400^{\circ}\text{C}$, são recirculados e misturados com o ar de combustão. A diluição resultante na chama diminui a temperatura e a quantidade de oxigênio disponível reduzindo a formação de NO_x térmico (CARVALHO E LACAVA, 2003).

A.3.1.4 Queimadores de baixo NO_x

Queimadores de baixo NO_x são projetados para controlar a mistura de ar/combustível em cada queimador com o objetivo de proporcionar chamas maiores e mais ramificadas. Esta melhoria ocorrida na estrutura da chama também reduz a quantidade de oxigênio disponível na parte mais quente dela, melhorando a eficiência do queimador. Combustão, redução e neutralização são obtidos em três fases dentro de um queimador com redução de formação de NO_x .

Na fase inicial, ocorre a combustão com um combustível rico, na zona onde há a deficiência de oxigênio, e também onde os NO_x são formados. A etapa seguinte consta de uma atmosfera redutora em que se formam os hidrocarbonetos que reagirão com o NO_x formado anteriormente. Na terceira etapa, o ar completa a combustão, porém NO_x adicionais podem ser formados. Mas mesmo com a formação destes NO_x na etapa final, como ocorre a reação

dos NOx do primeiro estágio com os hidrocarbonetos, a quantidade final de NOx produzida é inferior se comparadas a utilização de queimadores convencionais.

Esta técnica de queimadores de baixo NOx pode ser utilizada em conjunto com outras medidas primárias tais como combustão estagiada ou recirculação de gás residual. Conforme IEA (2010), experiências mostram que a combinação dos queimadores de baixo NOx, com as técnicas citadas, podem alcançar até 74% de eficiência na remoção de NOx, oriundo da queima do carvão.

A.3.2 Tratamento do gás residual (ou do gás de combustão)

Os processos de tratamento do gás de combustão (ou gás residual) voltados a remoção do NOx podem ser divididos em três categorias:

A.3.2.1 Redução catalítica seletiva (SCR)

Nos sistemas de SCR, vapor de amônia é utilizado como agente redutor e é injetado na corrente de gás de combustão (ou gás residual) que passa através de um catalisador. Neste processo, cerca de 80-90% dos NOx são removidos, em temperaturas em torno de 300-400°C (CARVALHO e LACAVA, 2003).

A.3.2.2 Redução Seletiva não-catalítica (SNCR)

Neste sistema o reagente, amônia ou ureia, é injetado dentro do forno de gás de combustão (ou gás residual). A reação resulta na formação de nitrogênio. A faixa de temperatura para que se tenha uma remoção eficiente fica em torno de 900-1.100°C. Se a temperatura for muito acima de 1.000°C, a taxa de remoção de NOx diminui devido a decomposição térmica da amônia.

APÊNDICE B – PLANTAS DE GASEIFICAÇÃO

B.1 – Região da África e Oriente Médio

Esta parcela do mundo conta com um total de 5 plantas de gaseificação, que somadas apresentam capacidade nominal de produção de syngas de 87,08 Mm³/d (Syngas Output de 15.173 MWth²⁶ e Eq. IGCC de 6.500 MWe²⁷).

Estes números não levam em consideração a planta que a Shell está construindo no Catar, Pearl GTL, cujo início das operações estava previsto²⁸ para o ano de 2010. Quando começar a operar em sua capacidade plena, a região compreendida por África e Oriente Médio, apresentará quase que o dobro dos valores apresentados. A capacidade nominal de produção de gás de síntese passará a ser de 167,08 Mm³/d (Syngas Output de 26.109 MWth e Eq. IGCC de 12.472,61 MWe). Todo este montante será produzido por um total de 95 gaseificadores e 21 reformadores (Tabela B.1). A entrada em operação da Pearl GTL só ressaltará a vocação desta região para a produção de combustíveis sintéticos através da rota FT.

Tabela B.1 – Plantas de Gaseificação da SASOL

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut		IGCC Eq.	Syngas Nm3/d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe			qtd	unidade		
1955	15	2,00	970,60	530,03		7.100.000	10.000	t/d	Sasol-Lurgi	Combustível
1983	40	-	7.048,00	2.956,22		39.600.000	35.400	t/d	Sasol-Lurgi	Combustível
1995	40	-	7.048,00	2.956,22		39.600.000	35.400	t/d	Sasol-Lurgi	Combustível
Total Carvão	95	2	15.066,60	6.442,47		86.300.000	80.800			

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

A Tabela B.1 apresenta as três plantas de gaseificação de carvão da Sasol, todas localizadas na África do Sul, e utilizando tecnologia desenvolvida em parceria com a empresa Lurgi.

Todo este processo de industrialização do carvão e do desenvolvimento da rota FT, teve início em 1955 quando a primeira planta da SASOL entrou em operação na África do Sul. No ano de 1955, a SASOL inaugurou a primeira planta de gaseificação na África do Sul. Operando com 15 gaseificadores, esta planta utiliza tecnologia denominada Sasol Lurgi Dry Ash Gasification

²⁶ MWth – MegaWatt Térmico. Refere-se ao valor equivalente ao que seria produzido caso o syngas fosse destinado a geração de energia elétrica através do sistema térmico (termelétrica).

²⁷ Eq. IGCC MWe – Refere-se ao valor equivalente de MegaWatt Elétrico que seria produzido, caso o syngas fosse destinado a plantas do tipo IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle – Sistema de Gaseificação Integrado de Ciclo Combinado)

²⁸ O Banco de dados do GTC não se encontrava atualizado em relação a esta planta, em janeiro de 2012

Process. Conforme informação do GTC (2011)²⁹, esta planta processa 10.000 t/d de carvão betuminoso, tem capacidade nominal de produção de *syngas* de 7,1 Mm³/d e produz o equivalente a 4.000 bbl/d de produtos de Fischer-Tropsch.

Em 1977, uma nova planta da SASOL entra em operação (Sasol Synfuel), localizada também na África do Sul. A planta utiliza em seus 40 gaseificadores a tecnologia Sasol Lurgi Fixed Bed, Dry Bottom, apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 39,6Mm³/d. O carvão sub- betuminoso é o insumo utilizado a uma média de 35.400 t/d. Os produtos finais são tanto os obtidos via FT como derivados químicos. Os volumes produzidos não foram divulgados. Em 1982, a terceira planta de gaseificação da SASOL (Sasol Gasification East Plant) entra em operação na África do Sul. Esta planta é idêntica a Sasol Synfuel e seu volume de produção também não foi informado.

A Tabela B.2 apresenta os detalhes das duas plantas de produção de gás de síntese a partir do gás natural, localizadas na região da África do Sul e Oriente Médio. O sucesso da Pearl GTL, da Shell, será crucial para a expansão da tecnologia Gas-To-Liquids, principalmente nesta região, onde o GN encontra-se de forma mais abundante, ou seja, o preço do insumo não será o fator limitante.

Tabela B.2 Plantas de reforma de gás natural

ANO	Reformadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1966	3	-	106,40	58,08	778.000	-	Mm ³ /d	Koppers-Totzek	Química
2010	18	-	10.936,00	5.972,16	80.000.000,00	0,93	Mm ³ /d	Shell	Combustível
Total GN	21	0	11.042,40	6.030,24	80.778.000	0,93			

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

Em 1966, foi inaugurada a Suez Ammonia Plant, localizada no Egito. Esta planta opera com três gaseificadores de tecnologia Koppers-Totzek Gasification Process e seu insumo é o gás residual de refinaria³⁰. Apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 0,78Mm³/d, e seu produto final é a amônia. Os valores referentes ao volume de gás de refinaria processado e quantidade de amônia produzidas não são informados pela empresa.

²⁹ Gasification Technology Council: Centro de Estudos em Gaseificação, conta com renomados especialistas. Em seu site é disponibilizado uma base de dados que contém todas as plantas de gaseificação existentes no mundo. Há também inúmeras apresentações, artigos técnicos e brochuras referentes aos processos de gaseificação e demais assuntos a ele correlacionado.

³⁰ Não foi informado pelo GTC o volume consumido.

No ano de 2010 entra em operação uma nova planta de combustíveis sintéticos (Pearl GTL, Catar) através da rota FT. Porém, o que diferencia esta planta das demais, é o insumo a ser utilizado, no caso, gás natural. A Shell, responsável pelo desenvolvimento da tecnologia, afirma que o processo a ser utilizado é o de gaseificação do GN, para obtenção do gás de síntese. Tal operação acontece em 18 gaseificadores. A planta apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 80,0Mm³/d (*Syngas Output* de 10.936 MWth e Eq. IGCC de 5.972,16 MWe). A produção estimada é de 70.000 bbl/d de diesel sintético.

O gráfico da Figura B.1 apresenta a evolução da produção de gás de síntese na região da África e Oriente Médio, onde é possível, através da análise de tendência, compreender que há sim uma forte tendência de que esta produção continue crescendo.

Figura B.1: Gráfico da evolução da capacidade nominal de produção de *syngas*
Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

Analisando juntamente as informações apresentadas nas Tabelas B.1 e B.2 com o gráfico da Figura B.1, pode-se acreditar que em havendo continuidade do crescimento da produção de *syngas*, o mesmo ocorrerá através do carvão na África e do GN no Oriente Médio.

B.2 – América do Norte

Atualmente, a América do Norte conta com 32 plantas de gaseificação, sendo que neste número já se encontram as plantas que possuíam previsão de início de operação em 2010 ou nos anos seguintes. Destas, apenas uma planta não se encontra nos Estados Unidos, localizando-se no Canadá.

Os gráficos da Figura B.2 apresentam um comparativo entre a quantidade de gaseificadores e reformadores, que se encontravam em operação até o final do ano de 2009.

Ainda através destes gráficos é possível notar que os insumos gás natural, petróleo e derivados³¹ não se apresentam como uma tendência para os próximos anos, pois não há aumento do número de gaseificadores e reformadores.

Por outro lado, o carvão apresenta uma elevação de 230% entre os dois períodos, o que pode ser considerado como uma busca pela diversificação da matriz energética norte-americana, de modo a não depender tanto do petróleo e do gás natural. Já o coque de petróleo aumentou de 4 para 10 unidades. Normalmente, este insumo é utilizado ou dentro das próprias refinarias, ou em plantas muito próximas de forma a ser satisfatória a logística de abastecimento da matéria-prima.

Figura B.2: Comparativos entre o total de gaseificadores em operação até o fim de 2009 e início de 2010.
Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

A análise e identificação das plantas da América do Norte, em uma quantidade elevada (32 plantas), foi dividida primeiramente pelo insumo utilizado no processo de gaseificação: gás natural, carvão, petróleo, biomassa e resíduos e coque de petróleo. Em cada um destes grupos as plantas serão apresentadas em uma sequência cronológica.

B.2.1 – Insumo: gás natural

O gás natural foi um dos primeiros insumos a ser utilizado em larga escala nos Estados Unidos para a produção de compostos oxigenados, como metanol e monóxido de carbono, além de amônia e hidrogênio. Também é um combustível fóssil muito utilizado na geração

³¹ Petróleo e Derivados: O GTC considera, para as plantas de gaseificação, derivados de petróleo como sendo diversas frações obtidas nas etapas de refino, exceto o coque de petróleo, o qual é analisado a parte.

termelétrica. A Tabela B.3 apresenta a relação das plantas que produzem o gás de síntese a partir da reforma do GN.

Tabela B.3 – Relação das plantas de reforma do GN

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1977	3	-	287,10	156,77	2.100.000	0,82	Mm ³ /d	Shell	Química
1979	2	-	656,20	358,33	4.800.000	1,98	Mm ³ /d	GE	Química
1983	1	-	54,70	29,86	400.000	0,17	Mm ³ /d	GE	Química
1983	2	-	113,50	61,96	830.000	0,34	Mm ³ /d	GE	Química
1995	1	-	59,10	32,25	432.000	0,18	Mm ³ /d	GE	Gases
1996	2	-	252,70	138,11	1.850.000	0,81	Mm ³ /d	GE	Química
1996	1	-	278,00	143,33	1.920.000	0,90	Mm ³ /d	GE	Química
1998	1	-	47,80	26,13	350.000	0,14	Mm ³ /d	GE	Química
2002	2	-	213,00	116,31	1.558.000	0,64	Mm ³ /d	GE	Química
Total GN	15	-	1962,1	1063,05	14.240.000	5,97985			

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

Poder-se-á avaliar que os Estados Unidos concentram todas as plantas de produção de gás de síntese a partir do GN, na América do Norte. São nove plantas, sendo que destas, 8 estão localizadas no Estado do Texas, e somente uma, em Los Angeles. Esta supremacia também é vista quanto a tecnologia utilizada nas plantas, pois há um claro predomínio do *GE Gasification Technology*, equipando 8 plantas e sendo apenas uma planta a utilizar a *Shell Gasification Technology*.

A primeira planta surgiu em 1977, Texas, EUA, (Houston Oxochemicals) e tem capacidade nominal de produção de gás de síntese de 2,1 Mm³/d. O consumo médio de GN é de 820.850 m³/d. Os compostos oxigenados são os principais produtos. Não há informação disponível sobre quais são os produtos e nem a quantidade produzida. Em 1979, outra planta iniciou operação no Texas, EUA, (La Porte Syngas Plant) com capacidade nominal de produção de *syngas* de 4,8Mm³/d através do processamento de 1,98Mm³/d de GN. Seus principais produtos são os gases industriais.

No ano de 1983, duas plantas de gaseificação iniciaram suas atividades nos Estados Unidos e ambas localizadas no Texas (Sunoco Oxochemicals Plant e Texas City Dow Syngas Plant).

A primeira apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 400.000 m³/d através do consumo médio de 0,166 Mm³/d de GN. A segunda planta processa 0,343 MM³/d de GN, e tem capacidade nominal de produção de gás de síntese de 830.000 m³/d. Os produtos finais e suas respectivas quantidades não são informados.

Após um intervalo de 12 anos, em 1995, outra planta entrou em operação em Los Angeles, EUA (Taft Syngas Plant), processando cerca de 0,179Mm³/d de GN. Sua capacidade nominal

de produção de gás de síntese é de 432.000m³/d. Não há informações sobre os produtos finais e suas quantidades. Em 1996, entraram em operação, no Texas, EUA, duas plantas (La Porte Syngas e Texas City Praxair Syngas Plant). A primeira planta processa, em média, 0,812Mm³/d de GN e sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 1,85Mm³/d. A segunda planta processa, em média, 0,895Mm³/d de GN, e tem capacidade nominal de produção de gás de síntese de 1,92Mm³/d. Estas plantas apresentam como volume médio de H₂ produzido 1,42Mm³/d e 1,13Mm³/d, respectivamente.

A última planta da década de 1990 entrou em operação em 1998, no Texas, EUA, (Oxochemicals Plant) e processa, em média, 0,144Mm³/d de GN. Apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 0,35Mm³/d.

A última planta entrou em operação no ano de 2002, no Texas, EUA, (Longview Gasification Plant), processa, em média, 0,64Mm³/d de GN. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,156Mm³/d. Conforme o GTC, o produto desta planta é o gás de síntese, e sua produção gira em torno de 1,36Mm³/d.

Também se pode concluir ao longo do descritivo das plantas que 8 são classificadas como *syngas for chemicals*, e, que apenas uma está classificada como *syngas for gases*, mas indica que seu produto final são compostos químicos do tipo oxigenados. Não se torna errado dizer que o gás natural é o insumo ideal para a produção de compostos químicos.

Através do gráfico B.3 é possível notar que nas décadas de 1970 e 1990 houve um grande incremento da capacidade nominal da produção de gás de síntese.

Gráfico B.3 – Evolução da capacidade nominal de produção de *syngas*

Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

B.2.2. – Insumo: coque de petróleo

As plantas de gaseificação, cujo insumo principal é o coque de petróleo, começaram a aparecer nos Estados Unidos, na década de 1990, mais precisamente no ano de 1995. Porém, somente após o período de cinco anos é que outra planta deste mesmo tipo surgiu, e após mais dois anos, em 2002, a última planta entrou em operação. Atualmente, em operação, há três plantas, sendo que duas são voltadas à produção de energia elétrica (*syngas for power*) e a outra é dedicada à produção de produtos químicos (*syngas for chemicals*), mais precisamente amônia.

A primeira planta de coque de petróleo foi inaugurada em 1995, em Indiana, EUA (Wabash River Energy). Processa em média 2.000 t/d de coque de petróleo e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 4,32Mm³/d. Seu produto principal é a geração de eletricidade, fornecendo em média 262MW à rede.

Em 2000, no Kansas, EUA, entrou em operação a segunda planta (Coffeyville Syngas Plant). Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 2,14Mm³/d através do processamento médio diário de 1.100 t/d de coque de petróleo. Em 2002, iniciou suas atividades, em Detroit, EUA, (Delaware Clean Energy Cogeneration Project), tendo como principal produto a geração de energia elétrica, fornecendo à rede cerca de 160MW. Processa em média 2.100t/d de coque de petróleo fluidizado. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 3,8Mm³/d.

A Tabela B.4 apresenta tanto as plantas que já se encontravam em operação até o final de 2009, como também as duas plantas que tem previsão de iniciarem suas atividades em 2012 e 2013.

Tabela B.4 Relação das plantas de gaseificação do coque de petróleo

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm3/d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1995	1	1	590,60	322,50	4.320.000	2.000	mt/d	C. Phillips	Eletricidade
2000	1	1	292,70	158,84	2.141.200	1.100	mt/d	GE	Química
2002	2	-	519,50	283,68	3.800.000	2.100	mt/d	GE	Eletricidade
Total Pcoke	4	2	1402,8	765,02	10.261.200	5.200	mt/d		
2012	3	-	1150	630,81	8.450.000	4500	mt/d*	GE	Eletricidade
2013	3	1	2.560,00	1.395,99	18.700.000	8657	mt/d*	C. Phillips	Eletricidade
Total Pcoke	6	1	3710	2026,8	27.150.000	13157	mt/d		
Total PC 2010	10	3	5112,8	2791,82	37.411.200	18.357	mt/d		

Fonte: GTC, 2010, adaptação própria

B.2.2.1 – Projetos de plantas de gaseificação de coque de petróleo

Conforme pode ser visto na Tabela B.4, nos Estados Unidos, há projetos de mais duas plantas de gaseificação de coque de petróleo, voltadas a geração de energia elétrica. Uma destas plantas estará localizada na Califórnia (BP Hydrogen Power), com previsão de início de operação em 2012³². Estima-se que fornecerá cerca de 630MW à rede. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é estipulada em 8,45Mm³/d. O consumo médio de coque de petróleo ainda não foi divulgado, mas foi estimado em 4.5000 mt/d.

A segunda planta estará localizada em Ohio e a previsão é de que forneça 540Mw para a rede. O volume de coque de petróleo a ser consumido ainda não foi revelado, porém estimado em 8.657 mt/d, e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 18,7Mm³/d.

O gráfico da Figura B.4 apresenta a evolução da produção do gás de síntese, a partir da gaseificação do coque de petróleo. É possível observar que a partir do momento em que as duas novas plantas estiverem em operação, a capacidade nominal de produção de *syngas* aumentará em seis vezes.

Figura B.4 – Gráfico da evolução da produção de gás de síntese a partir da gaseificação de petróleo pesado e seus derivados.

Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

Os Estados Unidos apresentam uma grande tendência na aplicação do coque de petróleo em processos de gaseificação, pois desde a primeira planta, surgida em 1995, o setor vem apresentando crescimento ao longo dos anos. A principal aplicação destas plantas é a produção de eletricidade. Das 5 plantas, sendo três em operação e duas em desenvolvimento, 4 delas são voltadas à geração de energia elétrica. Somente uma das plantas é voltada a produção de químicos, mais especificamente a obtenção de amônia a partir do gás de síntese.

³² Até o dia 15.02.2012 o status desta planta no GTC continuava como “em construção”.

B.2.3 – Insumo: petróleo e derivados

A América do Norte apresenta 5 plantas de gaseificação que utilizam o petróleo pesado e / ou seus derivados como insumo. Três destas plantas surgiram nos Estados Unidos entre o fim da década de 1970 e meados da década de 1980. Somente após um intervalo de 14 de anos é que outra planta de gaseificação foi inaugurada. No ano de 2006 o Canadá inaugurou sua primeira planta de gaseificação. Um resumo destas plantas encontra-se na Tabela B.5. A principal aplicação destas é a geração de energia elétrica.

Tabela B.5 – relação das plantas de gaseificação de petróleo e derivados

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1978	3	-	77,90	42,55	570.000	156	t/d	C.Phillips	Eletricidade
1979	2	-	68,40	37,33	500.000	175	t/d	GE	Gases
1984	2	-	257,00	140,35	1.880.000	650	t/d	GE	Eletricidade
2000	2	-	347,20	189,62	2.540.000	1.100	t/d	GE	Eletricidade
2006	4	-	1.025,00	559,89	7.500.000	3.100	t/d	C.Phillips	Eletricidade
Total P&D	13		1.775,50	969,74	12.990.000	5.181	t/d		

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

No ano de 1978, em Los Angeles, EUA, entrou em operação a primeira planta (Baton Rouge Oxochemicals Plant). Óleo pesado é o insumo processado a uma média de 196t/d. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,57Mm³/d. Compostos oxigenados são produzidos, embora não seja especificado quais produtos e suas quantidades. Um ano depois, em 1979, no Texas, EUA, (Hoechst Oxochemicals Plant) mais uma planta iniciou suas atividades. Processando em média 175 t/d de nafta e óleo combustível, apresenta capacidade nominal de produção de *syngas* de 0,50 Mm³/d. Assim como a planta anterior, produtos oxigenados são gerados.

Em 1984, em Los Angeles, EUA, (Convent H₂ Plant), entrou em operação, processando uma média de 650t/d de óleo pesado de fundo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,88Mm³/d. Produz uma média de 1,77Mm³/d de H₂.

Após 16 anos, em 2000, no estado do Texas, EUA, (Baytown Syngas Plant) iniciou sua operação. Processa 1.100 t/d de *desasphalter pitch* e tem capacidade nominal de produção de *syngas* de 2,54Mm³/d. A quantidade de MW fornecidos a rede não foi informada.

No ano de 2006, entrou em operação a primeira planta de gaseificação do Canadá. Esta planta apresenta valores muito acima da média norte-americana, como também da soma das demais plantas de gaseificação que utilizam óleo pesado como insumo. Processa 3.100t/d de

asfalto. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 7,5Mm³/d. No banco de dados do GTC, esta planta não apresenta nenhuma classificação e quanto a seus produtos, há apenas uma referência de que H₂ é ali produzido.

B.2.4. – Insumo: carvão

Nos Estados Unidos, as primeiras plantas de gaseificação a carvão surgiram no início da década de 1980. Somente em 1996, outra planta deste tipo entrou em operação. Novamente, houve um grande intervalo para que os projetos fossem retomados. Atualmente, os Estados Unidos apresentam um portfólio com 10 plantas, nas mais variadas classificações (combustíveis, gás de síntese, eletricidade), já projetadas e algumas em fase de construção.

Mesmo que muitas destas plantas já tenham definidas qual a tecnologia de gaseificação será utilizada, nem sempre é possível encontrar os demais dados, como capacidade nominal de produção de gás de síntese, consumo de carvão estimado, produto final definido, entre outros.

A Tabela B.6 apresenta um resumo das plantas que estavam em operação até o final do ano de 2009. Nota-se que não há uma finalidade predominante, sendo bem diversificadas suas aplicações.

Tabela B.6 – Relação das plantas de gaseificação do carvão

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1983	1	1	217,70	119,44	1.600.000	1.225	t/d	Sasol Lurgi	Gases
1984	12	2	1.900,30	1.037,66	13.900.000	14.000	t/d	GE	Química
1996	1	-	451,10	246,35	3.300.000	2.200	t/d	GE	Eletricidade
2009	2	1	-	-	-	-	t/d	Siemens	Gases
Total Carvão	16	4	2.569,10	1.403,45	18.800.000	17.425	t/d		

Fonte: GTC, 2010, adaptação própria

A primeira planta de gaseificação a carvão surgiu em 1983, no Estado do Tennessee (KingSport Integrated Coal Gasification Facility). Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,6Mm³/d. Seu principal produto final é o anidrido acético, com um volume médio de 680t/d.

No ano de 1984, entrou em operação a segunda planta de gaseificação a carvão da América do Norte, localizada em Dakota do Norte (Great Plains Synfuel Plant). O seu principal insumo é o carvão linhito, o qual processa uma média de 14.000 t/d. Há, também, o aproveitamento do gás residual de processo, utilizado como insumo, e processado numa média de 50t/d. Sua

capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 13,9Mm³/d. O produto final é o *Substitute Natural Gas* (SNG), produzido a um volume médio de 4,53Mm³/d.

Em 1996, entrou em operação na Florida, EUA, mais uma planta (Polk Country IGCC Project). O consumo médio de carvão é de 2.200 t/d, mas também pode operar processando o coque de petróleo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 3,3Mm³/d. O produto final é a eletricidade, onde fornece em média 250MW à rede local.

Há, ainda, um total de 10 plantas de gaseificação a carvão, que entrarão em operação. Para algumas não há informação do volume de gás de síntese a ser produzido, enquanto para outras, não há a informação de quanto será consumido de carvão, e nem qual qualidade será utilizada. Alguns dados foram estimados para que se pudesse completar a análise das plantas da América do Norte. Em termos de fornecedores de tecnologia, a predominância é da Conoco Phillips, e a aplicação está bem distribuída, mas em metade destas, haverá a produção de energia elétrica. Chama a atenção o fato de haver duas plantas voltadas a obtenção de produtos FT, indicando que os EUA podem entrar definitivamente na produção de derivados e combustíveis sintéticos.

Como se pode notar na Tabela B.7, o montante a ser produzido quando todas as 10 plantas entrarem em operação, é muito maior do que a capacidade atual. Este fato confirma que o carvão volta a ganhar espaço, principalmente com as melhorias tecnológicas que permitem uma queima mais limpa do mesmo.

Tabela B.7 – Relação das plantas de gaseificação do carvão em operação e em construção

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut	IGCC Eq.	Syngas	Insumo	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe	Nm3/d	qtd unidade		
2010	3	1	1.150,0	630,8	8.450.000	6.035 t/d	GE	Química
2010	1	1	383,0	285,0	3.817.714	6.035 t/d	KBR	Eletricidade
2011	1	1	355,0	195,6	2.620.000	2.500 t/d	C.Phillips	FT
2011	2	-	1.150,0	630,8	8.450.000	6.035 t/d	GE	Eletricidade
2011	3	1	1.150,0	630,8	8.450.000	6.035 t/d	GE	Química
2012	2	1	1.150,0	630,8	8.450.000	6.035 t/d	GE	Eletricidade
2012	4	1	1.420,0	782,4	10.480.000	2.500 t/d	C.Phillips	FT
2013	2	1	710,0	391,2	5.240.000	5.000 t/d	C.Phillips	Eletricidade
2013	3	0	1.065,0	586,8	7.860.000	7.500 t/d	C.Phillips	Gases
Total	21	7	8.533,0	4.764,1	63817714	47675 t/d		
Total Carvão	37	11	10.392,1	5.776,4	77.377.714	55.100 t/d		

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

Através do gráfico da Figura B.5, pode-se observar que o incremento na capacidade nominal da produção de gás de síntese a partir de 2010, é extremamente significativa, apontando o

carvão como tendência muito alta. Também, se pode dizer que as futuras plantas estarão divididas basicamente entre química e eletricidade. Porém deve-se ressaltar que a produção de combustíveis e derivados sintéticos, via rota Fischer-Tropsch, começa a ganhar um espaço expressivo na América do Norte.

Figura B.5 – Gráfico da evolução da capacidade nominal de produção de syngas a partir do carvão
 Fonte: (GTC, 2011, adaptação própria)

Conforme pode ser observado no gráfico da Figura B.5, ocorrerá um grande crescimento do número de plantas de gaseificação de carvão, e, conseqüentemente, um aumento na capacidade nominal de produção de gás de síntese. Em um total de nove plantas até 2013, há um grande domínio das tecnologias das empresas GE e Conoco Phillips, com quatro unidades cada uma, e a KBR com apenas uma planta. No quesito produto final, nota-se que a produção de eletricidade é a que apresenta maior quantidade de unidades, com quatro no total. Tem-se duas plantas que produzirão produtos químicos, e uma planta voltada a produção do SNG. Destaca-se a implantação de duas unidades de CTL, voltadas exclusivamente a obtenção de produtos Fischer-Tropsch.

B.2.5 Balanço das plantas de gaseificação dos Estados Unidos

Conforme pode ser analisado através do gráfico da Figura B.6, o comparativo da capacidade nominal da produção de gás de síntese entre os períodos compreendidos até o final de 2009 e a partir de 2010, tem-se um crescimento total de 60,36%. Os dois insumos que aumentarão sua presença a partir de 2010, são o carvão e o coque de petróleo, sendo o primeiro um crescimento muito acima do segundo.

Figura B.6 – Comparativo do volume de produção de syngas até o fim de 2009 e a partir de 2010
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

Já o gráfico da Figura B.7 apresenta a mesma comparação, só que tendo como parâmetro a capacidade em MWth a serem produzidos a partir da capacidade nominal de produção do syngas.

Figura B.7 – Gráficos comparativos da produção de MWth até o final de 2009 e a partir de 2010
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

Novamente, pode-se concluir que as plantas de gaseificação, principalmente as que utilizam carvão, têm sido vistas como promissoras pelos Estados Unidos (visto que das 32 plantas da América do Norte, 31 pertencem aos EUA). Os principais estudos financiados pelo governo norte-americano são voltados à redução do impacto ambiental das plantas de gaseificação a carvão, a partir do aprimoramento das tecnologias CCT. É importante salientar, que conforme dados do GTC, as plantas que estão em desenvolvimento, cuja previsão de início de operações era para o ano de 2010³³, já estão aprovadas pelos órgãos reguladores do setor.

³³ Até o dia 15.02.2012 o status desta planta no GTC continuava como “em construção”.

B.3 Europa

Atualmente, a Europa conta com 51 plantas de gaseificação responsáveis pela produção de 90,08 Mm³/d de gás de síntese, sendo que destas apenas uma encontra-se em estágio de desenvolvimento (Sulcis IGCC Projects)³⁴. A primeira planta iniciou suas operações em 1952, localizada na Ioguslândia, utiliza o carvão como insumo, obtendo amônia como produto final. Sua produção de gás de síntese pode ser considerada como pequena, sendo apenas 120.000 m³/d. O gráfico da Figura B.8 apresenta a distribuição da produção de gás de síntese por insumo.

Figura B.8 – Gráfico da distribuição de produção de syngas por insumo

Fonte: (GTC, 2011; elaboração própria)

A predominância de produção de *syngas* é a partir do petróleo e derivados, do qual há 24 unidades responsáveis pela obtenção de 54,14 Mm³/d. Mesmo não tendo um número muito grande de plantas, a segunda posição é ocupada por plantas que utilizam o carvão como insumo, seis plantas que geram 21,76 Mm³/d de *syngas* produzido, ou seja, 24,16% do total. Porém se desconsiderarmos a planta Sulcis IGCC Plant, cujo início das operações estava previsto para 2009, mas ainda não começou, o carvão seria responsável por 16,38% do *syngas* produzido. Ainda nesta forma de análise, ocuparia a segunda posição.

Em terceiro lugar, mas com um volume de *syngas* bem abaixo das duas anteriores, estão as plantas de gaseificação que utilizam biomassa e demais tipos de resíduos como insumo. Em um total de 12 plantas, com 20 gaseificadores em operação, são responsáveis pela produção

³⁴ Sem esta planta o total de gás de síntese produzido seria de 83,08 Mm³/d, mas como a mesma deve entrar em operação ainda em 2010 e até o dia 15.02.2012 o status desta planta no GTC estava como “em construção”.

de 7,99Mm³/d de gás de síntese. A primeira planta surgiu em 1964, e a última iniciou suas atividades em 2001³⁵.

Em quarto e último lugar, estão plantas de gaseificação que utilizam o gás natural como insumo. Com apenas 9 plantas instaladas e tendo 13 gaseificadores em operação, produzem 6,19Mm³/d de *syngas*, o correspondente a 6,88% do total produzido na Europa.

Através do gráfico da Figura B.9, analisa-se a evolução da produção de gás de síntese em cada tipo de insumo. É possível observar que a partir da década de 1960, o insumo que mais está presente é o petróleo, cujo maior crescimento ocorreu na virada do século. Já o gás natural, não está presente neste período, devido às inúmeras oscilações de preço do energético no mercado.

Figura B.9 - Gráfico da produção de *syngas* por insumo em cada década
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

B.3.1 Insumo: carvão

O carvão é o insumo menos utilizado na Europa, para os processos de gaseificação, independente de qual seja a classificação da planta. A última planta deste tipo tinha o ano de 2009, como entrada prevista em operação, porém ainda consta no GTC que a planta está em desenvolvimento.

A penúltima planta a carvão havia entrado em operação em 1997, ou seja, um grande intervalo ocorreu para que um novo projeto fosse desenvolvido. Tal ponto pode ser

³⁵ Conforme o World Database, a empresa alemã de BTL, Choren, não forneceu suas informações para o banco de dados. Neste momento do trabalho esta empresa não será considerada para análise.

considerado como um indicativo de que na Europa, as plantas a carvão não são consideradas como tendência. Uma das razões para que tal fato ocorra é a dependência externa deste combustível. Outro fator, que também é de extrema importância, diz respeito ao fato de a Europa consolidar seus esforços no desenvolvimento de uma Matriz Energética, apoiada basicamente em energias renováveis. Há uma grande mobilização para o desenvolvimento e aprimoramento de plantas de gaseificação de biomassa, de resíduos industriais, do lixo convencional.

A primeira planta de gaseificação a carvão na Europa surgiu em 1952, na Iugoslávia (Gorazde Ammonia Plant), e processa em média 52,5t/d de carvão. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,12Mm³/d, e seu principal produto é a amônia.

Somente após um longo intervalo de trinta e três anos, é que uma nova planta de gaseificação entrou em operação, no ano de 1985, localizada na Alemanha (Ville Methanol Plant). Processa em média 977t/d de carvão. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,23Mm³/d. Um volume médio de 1.000t/d de metanol é produzido.

Em 1994, duas plantas entraram em operação. A primeira, na Holanda (Buggenum IGCC Plant), processando em média 2.000t/d de carvão betuminoso. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 3,41 Mm³/d. A segunda planta, localizada na República Checa (Vresova IGCC Plant), processa em média 2.040 /d de linhito, apresentando capacidade nominal de produção de *syngas* de 4,7Mm³/d. Enquanto a primeira planta fornece, em média, 253MW à rede, a segunda fornece, em média, 350 MW à rede.

No ano de 1997, entra em operação na Espanha (Puertolanna IGCC Plant). Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 4,3Mm³/d e processa em média 2.600t/d de carvão, mas pode operar com coque de petróleo. Seu principal produto é a eletricidade, e em média, fornece 335 MWe à rede.

Somente após um intervalo de doze anos, que mais uma planta entra em operação, desta vez na Itália (Sulcis IGCC Project). Segundo o banco de dados do GTC esta planta ainda está na fase de desenvolvimento. O combustível utilizado é o carvão, numa média de 4.356t/d. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 7,0Mm³/d.

A Tabela B.8 apresenta, de forma resumida, as plantas descritas anteriormente além de acrescentar informações como a tecnologia utilizada em cada planta e, também, sua classificação.

Tabela B.8 - Plantas de gaseificação de carvão da Europa

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm3/d	tipo	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy					qtd	unidade		
1952	1	-	16,40	8,96	120.000	carvão	52,50	t/d	Winkler	Química
1985	3	-	305,10	166,59	2.231.500	carvão	917,00	t/d	GE	Química
1994	1	-	465,90	254,41	3.408.000		2.000,00	t/d	Shell	Eletricidade
1996	13	13,0	636,40	350,86	4.700.000		2.040,00	t/d	Sasol-Lurgi	Eletricidade
1997	1	-	587,80	321,00	4.300.000		2.600,00	t/d	ThyssenKrupp	Eletricidade
2009	2	-	956,90	522,56	7.000.000		4.356,00	t/d	Shell	Eletricidade
Total	21	13	2.969	1.624	21.759.500	-	11.966	-	-	-

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

O gráfico da Figura B.10 apresenta a evolução da produção de gás de síntese a partir do carvão, bem como o volume acumulado do *syngas* ao longo das décadas. O gráfico também apresenta o acumulativo dos gaseificadores ao longo dos anos.

Figura B.10 - Evolução da capacidade nominal de produção de *syngas* e gaseificadores em operação, por décadas, e acumulativo.

Fonte: (GTC, 2011; elaboração própria)

B.3.2 Insumo: gás natural

A utilização do GN, para a produção do gás de síntese na Europa, apresentou um crescimento linear. Porém, nota-se que se não houvesse a grande elevação nos preços do gás natural, este crescimento teria continuado, pois em 1997, a última planta entrou em operação. Desde então, não há mais novas unidades e nem ao menos projetos. Assim como ocorreu com o carvão, o gás natural está perdendo seu espaço para insumos, como a biomassa, e também para o petróleo e seus derivados.

Estas plantas de conversão da Europa apresentam três grandes semelhanças. Todas utilizam a *GE Gasification Technology*, bem como todas são classificadas como *syngas for gases*. E por fim, todas geram compostos químicos como produto final.

A Tabela B.9 apresenta um resumo das plantas de produção do gás de síntese a partir do GN na Europa.

Tabela B.9 – Relação de plantas de reforma de GN na Europa

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo qtd	unidade	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy							
1958	2	0	95,70	52,26	700.000	0,289	Mm ³ /d	GE	Gases
1959	3	0	82,00	44,79	600.000	0,249	Mm ³ /d	GE	Gases
1963	2	0	157,20	85,85	1.150.000	0,476	Mm ³ /d	GE	Gases
1977	1	0	80,80	44,12	590.976	0,252	Mm ³ /d	GE	Gases
1987	1	0	210,50	114,96	1.540.000	0,637	Mm ³ /d	GE	Gases
1989	1	0	38,00	20,75	278.000	0,115	Mm ³ /d	GE	Gases
1989	1	0	124,50	68,00	910.900	0,376	Mm ³ /d	GE	Gases
1991	1	0	36,10	19,71	264.000	0,109	Mm ³ /d	GE	Gases
1997	1	0	22,00	12,00	160.800	0,066	Mm ³ /d	GE	Gases
Total	13	0	846,80	462,44	6.194.676	-	2,57	-	-

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

A primeira planta de conversão de gás natural entrou em operação na Europa, em 1958, na Itália (Ravenna Syngas Plant). Processa em média 0,289 Mm³/d de GN. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,70 Mm³/d e o produto final obtido é o CO, e sua quantidade não foi informada.

Em 1959, entrou em operação no Reino Unido (Billingham Oxochemicals Plant), processando em média uma carga de 0,249Mm³/d de GN. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 0,60 Mm³/d. Os principais produtos obtidos são os compostos oxigenados.

Em 1963, outra planta iniciou suas atividades na Itália (Gela Ragusa H₂ Plant). Opera, em média, uma carga de 0,476 Mm³/d de GN. O que permite uma maior produção de gás de síntese cuja capacidade nominal de produção é de 1,15 Mm³/d. Seu produto final é o H₂, e sua quantidade não foi informada.

Após um intervalo de 14 anos, entrou em operação na França, outra planta de reforma de GN (Laverá Syngas Plant). Processa um volume médio de 0,252Mm³/d de GN. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,59Mm³/d, produzindo compostos oxigenados, como produtos finais.

Somente dez anos depois, em 1987, uma nova planta de transformação de GN entra em atividade. Localizada na Iugoslávia (Methanol Plant), processa, em média, $0,637 \text{ Mm}^3/\text{d}$ de GN. Sua capacidade nominal de produção é de $1,54 \text{ Mm}^3/\text{d}$. Seu produto final é o metanol.

Em 1989, duas plantas entraram em operação, sendo a primeira localizada na França (Pont-de-Claix Syngas Plant), e outra no Reino Unido (Hull Syngas Plant). As duas processam um volume médio, respectivamente, de $0,108 \text{ Mm}^3/\text{d}$ e $0,376 \text{ Mm}^3/\text{d}$ de GN. A primeira planta apresenta capacidade nominal de produção de gás de síntese de $0,278 \text{ Mm}^3/\text{d}$ e produz $0,108 \text{ Mm}^3/\text{d}$ de CO. Já a segunda planta tem capacidade nominal de produção de $0,911 \text{ Mm}^3/\text{d}$. Os acetilenos são os produtos finais obtidos.

Em 1991, entrou em operação, localizada na Alemanha (Stade Syngas Plant), mais uma planta, a qual processa, em média, $0,109 \text{ Mm}^3/\text{d}$ de gás natural. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de $0,264 \text{ Mm}^3/\text{d}$. Monóxido de carbono é seu produto final.

Em 1997, iniciou suas atividades, a última planta de transformação do gás natural. Localizada na Espanha (Cartagen Syngas Plant), processa em média $0,06 \text{ Mm}^3/\text{d}$ de GN. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é $0,161 \text{ Mm}^3/\text{d}$. Seu produto final é o CO com médias de $0,091 \text{ Mm}^3/\text{d}$.

O gráfico da Figura B.11 apresenta a evolução da produção de gás de síntese ao longo das décadas, fazendo também um comparativo entre o valor acumulado e o quanto se produziu no respectivo momento. Como se pode notar, a década de 1980 foi aquela em que se teve iniciada a produção da maior quantidade de *syngas*. Já as duas próximas décadas, de 1990 e 2000, houve um baixo volume de *syngas* novo no mercado, e na seguinte, já não se teve a entrada em operação de nenhuma planta. Tal fato pode ser relacionado com os sucessivos aumentos do preço do GN, bem como o desenvolvimento e aprimoramento do uso da biomassa e do lixo como insumo.

Figura B.11 – Gráfico da evolução da capacidade nominal de produção de syngas e gaseificadores em operação, por décadas e acumulativo
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

B.3.3 - Insumo: petróleo e derivados

Foi na década de 1960, que o maior volume de plantas de gaseificação surgiu na Europa, porém utilizando como insumo o óleo pesado, resíduos de vácuo, entre outros resíduos oriundos de processos de refinaria. A Alemanha foi o país que concentrou quase que a totalidade destas plantas, pois de sete unidades, seis foram construídas neste país. A planta restante, que foi a primeira deste tipo a ser instalada na Europa, está localizada na Finlândia. Dentre as tecnologias continua a existir um domínio da *GE Gasification Technology*, com quatro plantas, seguida da *Shell Gasification Process*, com 2 plantas, e a *Lurgi Multipurpose Gasification process*, equipando uma única planta, desta época. Outro dado importante é que das sete plantas apenas uma é destinada a geração de eletricidade, e ainda assim, é flexível a ponto de produzir metanol. As outras seis plantas geram apenas produtos químicos.

A primeira planta entrou em operação em 1965, na Finlândia (Oulu Syngas Plant). Utiliza o resíduo de fundo como insumo e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,3Mm³/d. O syngas é seu produto final.

O ano de 1966 é marcado como o início de uma grande sequência de instalações de plantas de gaseificação de óleo pesado (e seus derivados) na Alemanha. Foi neste ano que surgiu a

primeira planta (Ludwigshafen Oxochemicals Plant), que processa em média, 344 t/d de óleo pesado. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de $1,0\text{Mm}^3/\text{d}$. Os compostos oxigenados são seus produtos finais.

Em 1967, outra planta de produção de compostos oxigenados, surge na Alemanha (Marl Oxochemical Plant). Utiliza como insumo o óleo pesado, numa média de 206 t/d, processados em apenas um gaseificador. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de $0,60\text{Mm}^3/\text{d}$.

Em 1968, mais duas plantas entraram em operação. A primeira delas (Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant), processa óleo pesado, em média, 480t/d, e *slurry*, em média 144t/d. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de $1,44\text{Mm}^3/\text{d}$. Em torno de 75MW são gerados como produto final. A segunda planta (Ludwigshafen H_2 Plant), processa em média, 345 t/d de óleo pesado. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de $0,98\text{Mm}^3/\text{d}$. O H_2 é obtido como produto final, em um volume médio de $0,99\text{Mm}^3/\text{d}$.

Em 1969, novamente duas plantas entraram em operação na Alemanha. A primeira delas (Wesseling Methanol Plant VI), processa em média 447,20 t/d de resíduo de craqueamento. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de $1,3\text{Mm}^3/\text{d}$. Como produto final gera 582,40t/d de metanol. A segunda planta (Marl Oxochemicals Plant) processa em média 206t/d de óleo pesado ou resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de $0,6\text{Mm}^3/\text{d}$. Os compostos oxigenados são os produtos finais obtidos e sua quantidade não foi informada.

A Tabela B.10 apresenta as plantas de gaseificação de petróleo e derivados instaladas na Europa durante as décadas de 1960 e 1970. É possível notar que neste período a produção de *syngas* aumentou em torno de $10\text{Mm}^3/\text{d}$, o correspondente a 158%. O mais interessante é que o número de gaseificadores instalados na década de 1970 foi de 19, apenas 4 unidades a mais que na década anterior. É possível concluir que houve um aumento na capacidade de processamento destes gaseificadores. Quanto a finalidade das plantas, na década de 1970 todas foram destinadas à produção de compostos químicos, enquanto que na década anterior, teve-se uma planta destinada à geração de energia elétrica e 6 destinadas a químicos. Já no quesito tecnologia, as empresas Shell e GE continuam equipando a maioria das plantas.

Tabela B.10 – Relação das plantas de gaseificação de para as décadas de 1960 e 1970

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo qtd (t/d)	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
1965	1	0	41,00	22,40	300.000	nc	Shell	Química
1966	1	0	136,70	74,65	1.000.000	344,00	GE	Química
1967	1	0	82,00	44,79	600.000	206,00	GE	Química
1968	5	0	196,90	107,50	1.440.000	480+144	Lurgi	Eleticidade
1968	3	1	134,00	73,17	980.208	345,00	GE	Química
1969	2	0	177,70	97,05	1.300.000	447,20	Shell	Química
1969	1	0	82,00	44,79	600.000	206,00	GE	Química
Total Dec.60	14	1	850,30	464,35	6.220.208	1.548,20		
1971	6	0	492,10	268,75	3.600.000	1.250,00	Shell	Química
1973	4	0	587,80	321,00	4.300.000	1.479,40	Shell	Química
1974	4	0	341,80	186,63	2.500.000	860,00	GE	Química
1977	1	0	131,20	71,67	960.000	330,00	GE	Química
1978	4	0	642,50	350,86	4.700.000	1.600,00	Shell	Química
Total Dec.70	19	0	2.195,40	1.198,91	16.060.000	5.519,40		
Total Geral	33	1	3.045,70	1.663,26	22.280.208	7.067,60		

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

Em 1971 entrou em operação, uma planta na República Checa (Most Gasification Plant), que processa em média 1.250 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 3,6 Mm³/d. Seu produto final é o metanol, e a quantidade produzida não foi informada.

No ano de 1973, entrou em operação mais uma planta na Alemanha (GelsenKirchen-Scholven Ammonia/Methanol Plant). Utilizando como insumo, o resíduo de vácuo, em um volume médio de 1.479,40 t/d, em seus quatro gaseificadores. Sua capacidade nominal de produção de syngas é de 4,3 Mm³/d. Como produto final, obtém amônia, em torno de 1.200 t/d.

Um ano depois, 1974, entrou em operação mais uma planta (LudwigShafen Methanol Plant). Processa em média 860 t/d de resíduo de vácuo e / ou petróleo pesado. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,5 Mm³/d. O metanol é o seu produto final e a quantidade produzida não foi informada.

Em 1977, entrou em operação mais uma planta na Alemanha (Oxochemicals Plant). Processa em média 330 t/d de resíduo de vácuo e / ou petróleo pesado. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,96Mm³/d. Os compostos oxigenados são os produtos finais obtidos por esta planta. E a quantidade produzida não foi informada.

Em 1978, entrou em operação a última planta da década de 1970, também localizada na Alemanha (BrunsBüttel). Processa em média 1.600 t/d de resíduo de fundo e tem capacidade nominal de produção de syngas de 4,7 Mm³/d. Obtém em torno de 2.100 t/d de amônia.

A década de 1980 foi marcada por uma redução no número de plantas que entraram em operação quando comparada às décadas anteriores. A capacidade nominal de produção de gás de síntese reduziu em 45,45% nesta década. A Alemanha continuou sendo o principal país a construir estas plantas, com duas das quatro plantas desta década. Quanto à tecnologia, continua o domínio da Shell e da GE, mas desta vez em equilíbrio, equipando cada uma delas, duas plantas. Novamente, a semelhança é que todas estas plantas são classificadas como *Syngas for Chemicals*.

Em 1980, entrou em operação na Suécia, a primeira planta desta década (Stenungsund Oxochemicals Plant). Processa em média 70 t/d de petróleo pesado, e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,2Mm³/d. Os compostos oxigenados são seus produtos finais.

A segunda planta surge em 1984, localizada em Portugal (Barreiro Ammonia Plant), e processa em torno de 888 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção é de 2,4Mm³/d. Seu principal produto é a amônia e a quantidade produzida não foi informada.

Em 1985 na Alemanha, entrou em operação a penúltima planta desta década (Leuna Methanol Plant). Esta planta processa em torno de 2.400 t/d de *visbracker residue*, e tem capacidade nominal de produção de gás de síntese de 7,2 Mm³/d. Seu produto final é o metanol, mas gera também o H₂, em torno de 1,2Mm³/d.

A última planta surgiu em 1986, também na Alemanha (Sar Plant II). Processa em média 730 t/d de resíduo de vácuo, e sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 1,2 Mm³/d. Os compostos oxigenados são seus produtos finais.

A Tabela B.11 apresenta as plantas que entraram em operação durante as décadas de 1980 e 1990. Novamente, nas duas épocas tem-se o domínio das tecnologias Shell e GE. A produção de gás de síntese foi 27% maior nos anos 1990, mesmo havendo 4 gaseificadores a menos que no período anterior. Novamente, ressalta-se a evolução na capacidade de processamento destes equipamentos. Quanto a finalidade, tem-se que nos anos 1980 todas as 4 plantas foram destinadas à produção de compostos químicos enquanto que nos anos 1990, das 3 plantas, apenas uma foi destinada a este fim, e as outras duas produzem energia elétrica.

Tabela B.11 - Relação de plantas de gaseificação para as décadas de 1980 e 1990

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut		IGCC Eq.	Syngas Nm ³ /d	Insumo qtd (t/d)	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe					
1980	1	0	27,30	14,93		200.000	70,00	GE	Química
1984	2	0	328,10	179,16		2.400.000	888,00	Shell	Química
1985	6	0	984,30	537,49		7.200.000	2.400,00	Shell	Química
1986	1	0	164,00	89,58		1.200.000	730,00	GE	Química
Total Dec. 80	10	0	1.503,70	821,16		11.000.000,00	4.088		
1992	1	0	164,00	89,58		1.200.000	150,00	Siemens	Elettricidade
1997	3	0	637,30	348,04		4.662.200	1.650,00	Shell	Química
1999	2	0	1.203,00	656,94		8.800.000	3.168,00	GE	Elettricidade
Total Dec. 90	6	0	2.004,30	1.094,56		14.662.200,00	4.968		
Total Geral	16	0	3.508,00	1.915,72		25.662.200,00	9.056		

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

A primeira planta entrou em operação em 1992, na Alemanha (Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant). Apresenta a flexibilidade de produção ou de metanol, ou de geração de energia elétrica. A tecnologia, *GSP Gasification Process*, utilizada pode ser considerada como uma novidade. Em um único reator processa em média, 150 t/d de *waste oil e / ou slurry*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,2 Mm³/d. No momento, conforme o GTC, o produto final desta planta é a eletricidade, fornecendo em torno de 75WM à rede.

A segunda planta entrou em operação em 1997, e localiza-se na Holanda (Pernis Shell IGCC/Hydrogen Plant). Processa em média, 1.650 t/d de *visbraker residue*. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 4,66 Mm³/d (*Syngas Output* de 637,30 MWth e Eq. IGCC de 348,04 MWe). Seu produto final é o hidrogênio, gerando em média, 2,83Mm³/d.

A última planta a entrar em operação na década de 1990, localiza-se na Itália (ISAB Energy IGCC Project), e iniciou suas operações em 1999. Processa em média, 3.168 t/d de *rose asphalt*, em seus dois gaseificadores. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 8,80 Mm³/d. Eletricidade é seu produto final, e entrega em torno de 512 MWe à rede.

Para as décadas entre 2000 a 2010, já ocorre um crescimento no número de plantas de gaseificação de petróleo e / ou derivados na Europa, com cinco unidades entrando em operação. Quanto à classificação, novamente prevalece a *Syngas for Power* com três unidades, enquanto as duas restantes são do tipo *Syngas for Chemicals*. A tecnologia da GE equipa três plantas, e da Shell, duas. Novamente, o ponto que merece destaque é o aumento da capacidade nominal de produção de gás de síntese, cujo montante para esta década é de 23,58 Mm³/d. Quando comparado a década anterior, nota-se um crescimento de 60,3%. A Tabela B.12 apresenta os números relativos ao período em análise.

Tabela B.12 - Dados sobre plantas de gaseificação de petróleo e derivados entre os anos 2000 a 2010

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo qtd (t/d)	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
2000	3	0	1.271,20	776,38	10.400.000	3.552,00	GE	Eletricidade
2000	1	0	205,10	111,98	1.500.000	544,00	GE	Química
2001	2	0	525,60	287,04	3.845.000	1.440,00	GE	Eletricidade
2006	2	0	456,60	249,34	3.340.000	1.200,00	Shell	Eletricidade
2008	3	0	620,00	335,93	4.500.000	1.650,00	Shell	Química
Total	11	-	3.078,50	1.760,67	23.585.000	8.386,00		

Fonte: GTC, 2011; elaboração própria

No ano de 2000, duas plantas entraram em operação. A primeira localiza-se na Itália (Sarlux IGCC Plant), e processa em torno de 3.552 t/d de *visbraker residue*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 10,4 Mm³/d. Fornece cerca de 551 MWe para a rede. A segunda planta, localizada na Alemanha (Wesseling Syngas Plant), processa em torno de 544 t/d de óleo residual. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 1,5 Mm³/d. Tem como produto final o metanol e a quantidade final obtida não é informada.

No ano de 2001, e novamente localizada na Itália, mais uma planta entrou em operação. Processa em média 1.440 t/d de resíduo de vácuo, em seus dois gaseificadores. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 3,84 Mm³/d.

A penúltima planta, localizada na Itália (AGIP IGCC), iniciou suas operações em 2006. Processa em torno de, 1.200 t/d de resíduo de fundo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 3,34 Mm³/d. Seu produto final é a energia elétrica, cujo montante fornecido à rede não foi informado.

A última planta entra em operação em 2008, e localiza-se na Polônia (Lotos Refinery). Processa em média 650 t/d de asfalto. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 4,5 Mm³/d. Tem o hidrogênio como produto final, e a quantidade gerada não foi informada.

O gráfico da Figura B.12 apresenta um comparativo entre o volume de *syngas* produzido em cada década, como também o valor acumulativo destes. No gráfico, há também a quantidade acumulativa de gaseificadores que entraram em operação ao longo do período em análise.

Figura B.12 – Gráfico da evolução da capacidade nominal de produção de syngas e dos gaseificadores em operação, por décadas e acumulativo.

Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

B.3.4 – Insumo: biomassa e resíduos

As plantas de gaseificação de biomassa e /ou resíduos, embora tratadas, atualmente, como novidade, na verdade não as são. A primeira destas surgiu em 1964, na Alemanha, e tinha o lixo municipal como insumo. O grande inconveniente destas plantas, é que estas, normalmente, não trabalham de forma contínua, e sim em batelada. Muitas conseguem fornecer seus produtos finais apenas com certa sazonalidade. Outro ponto negativo está relacionado ao fato de que como processam mais de um tipo de insumo, os valores referentes as capacidades nominais nem sempre são os corretos e muitas vezes não são informados.

No total, a Europa apresenta 11 plantas de gaseificação de biomassa e / ou resíduos. Assim como as demais plantas, até agora apresentadas, houve certos intervalos na construção destas. Há maior diversidade de tecnologias, insumos e locais de instalação. Os produtos finais são concentrados em eletricidade, gases industriais e apenas uma planta produz metanol. Há duas plantas com operação prevista para 2013, cujos produtos obtidos serão químicos e combustíveis veiculares. A maior dificuldade na análise e estudo destas plantas está relacionada à aquisição de dados.

Somente após um intervalo de 15 anos, em 1983, outra planta deste tipo entra em operação na Europa. Localizada na Finlândia (PietarSaari ACFBG Unit), e utilizando a tecnologia da Foster Wheeler³⁶, esta unidade processa resíduos sólidos e biocombustíveis³⁷, em seu único

³⁶ Denominação completa da tecnologia: Foster Wheeler Pressurized Circulating Fluidized Bed Gasifier

³⁷ Quando o GTC utiliza o termo *biofuels* não há especificação de que tipo de biocombustível faz referência. O mesmo ocorre para resíduos sólidos.

gaseificador. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,20Mm³/d. O produto final é eletricidade, e o máximo que consegue fornecer à rede são 35 MW.

Em 1984, outra planta de gaseificação inicia suas atividades. Localizada na Suécia (Norr Sundet ACFGB Unit), utilizando outra tecnologia da Foster Wheeler³⁸, e processa o *bark*. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 0,15Mm³/d. Como produto final o GTC informa ser o gás de síntese e / ou fornecimento de energia elétrica, em torno de 25 MW.

No ano de 1985, a quarta planta entra em operação, e está localizada em Portugal (Rodao ACFBG Unit). Equipada com a tecnologia da Foster Wheeler, utiliza como insumo o *bark*. Sua capacidade nominal de produção de *syngas* é de 0,088Mm³/d. Assim como a planta anterior, também tem como informação de produto final o gás de síntese e o fornecimento de energia elétrica, em torno de 15MW.

Estas três plantas da década de 1980, tem em comum, além do mesmo licenciador da tecnologia, o fato de estarem ligadas a plantas de processamento de papel e celulose (*Pulp and Paper Processing*).

Somente após um intervalo de oito anos, é que uma nova planta inicia suas operações, em 1993. Localizada na Suécia (Värnamo IGCC Demonstration Plant), e equipada com tecnologia Foster Wheeler³⁵, processa em torno de 55 t/d de biocombustíveis. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,10 Mm³/d. Seu produto final é a eletricidade, gerando em média, 6MWe.

No ano de 1996, entra em operação na Alemanha, outra planta (Fuel Gas Plant). Utilizando a tecnologia *Lurgi Circulating Fluidized Bed Gasifier Process*, processa biomassa, resíduos e cinzas, em torno de 320 t/d (de biomassa). Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,73Mm³/d. A fabricação de gases combustíveis é mencionada como produto final, porém não há dados sobre o tipo de gás, nem a quantidade gerada.

Após dois anos, 1998, entra em operação na Finlândia, uma nova planta (Kymijärvi ACFBG Plant). Equipada com tecnologia da Foster Wheeler³⁶, processa biocombustíveis em seu único gaseificador. Sua capacidade nominal de produção de 0,35Mm³/d. Eletricidade, gerada em torno de 42MW é o seu produto final.

Em 1999, duas novas plantas³⁹ entraram em operação. A primeira delas (Schwarze Power/Methanol Plant), equipada com a *BGL (Allied Syngas) Gasification Technology*, processa em torno de 600 t/d de resíduos domésticos e / ou 150 t/d de carvão betuminoso. Sua

³⁸ Denominação completa da tecnologia: *Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier*

³⁹ Acredita-se que estas duas plantas tenham encerrado suas operações, pois não constam mais no banco de dados do GTC, em 15.02.2012.

capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,14 Mm³/d (*Syngas Output* de 155,60 MWth e Eq. IGCC de 84,95 MWe). Gera, em média, 75 MW como produto final. A segunda planta (Fondotoce Gasification Plant), equipada com a tecnologia *Thermo Select Gasification Process*, processa, em seus três gaseificadores, uma média de 900 t/d de MSW⁴⁰. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 250.000 m³/d (*Syngas Output* de 34,20 MWth e Eq. IGCC de 18,66 MWe). Produz em média, 12,5 MW como produto final.

Novamente, tem-se a entrada em operação de duas plantas no mesmo ano, sendo uma localizada na Alemanha e a outra na Holanda, e ambas classificadas como *Syngas for Power*. A primeira (Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant), é equipada com a *BG (Allied Syngas) Gasification Technology*, opera com apenas um gaseificador e o insumo processado não é informado pelo GTC. O produto final é a eletricidade.

No ano de 2000, entra em operação na Holanda mais uma planta (Americentrale Fuel Gas Plant), de gaseificação de biomassa. Utilizando tecnologia Lurgi⁴¹, tem capacidade de processar até 500.000 t/d de madeira de demolição. Com capacidade nominal de produção de *syngas* de 0,61 Mm³/d. Seu produto final é energia elétrica, fornecendo à rede 85MW.

No ano de 2001, entrou em operação na Finlândia (Varkaus Gas Plant), outra planta de gaseificação. Desta vez, voltada a utilização de resíduos de embalagem. Com tecnologia Foster Wheeler, tem capacidade nominal de produção de 0,23Mm³/d. Seu produto final é o *syngas*, mas o volume fornecido não é informado.

Em 2008, entrou em operação na Dinamarca, mais uma planta de gaseificação de biomassa (Skive CHP). Utilizando tecnologia GTI-U-Gas, apresenta capacidade nominal de produção de gás de síntese de 0,23Mm³/d. Seu produto final é a eletricidade, fornecendo 5MW à rede.

Para o ano de 2013, está prevista a entrada em operação de duas plantas de gaseificação da biomassa, sendo localizadas na Espanha (Biomass to Chemicals Plant) e na França (Biomass to Liquids Plant). Ambas serão equipadas com a tecnologia Uhde PRENFLO, e terão capacidade de produção de 0,30Mm³/d e 0,18Mm³/d, respectivamente.

O gráfico apresentado na Figura B.13, demonstra o crescimento da capacidade nominal da produção de gás de síntese, separados por décadas e também o acumulativo. Em paralelo o gráfico informa o crescimento da quantidade de gaseificadores de biomassa e resíduos instalados.

⁴⁰ MSW – Municipal Solid Waste (Resíduos municipais, ou seja, o lixo recolhido pelas prefeituras)

⁴¹ Lurgi Circulating Fluidized Bedgasification Process

Figura B.13 - Gráfico da evolução da capacidade nominal de produção de syngas e gaseificadores em operação, por décadas e acumulativo.

Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

B.4 Ásia e Oceania

As primeiras plantas de gaseificação na região da Ásia/Oceania surgiram na China, na década de 1960, e utilizavam o petróleo pesado e seus derivados como insumo. Foram três plantas, que somadas, apresentam cinco gaseificadores, produzindo 1,7Mm³/d de syngas. Na década de 1970, mais 4 plantas surgiram, com um total de 11 gaseificadores e com capacidade de produzir 7,1Mm³/d de gás de síntese.

Na década de 1980, começou a ocorrer uma diversificação no uso do insumo. Foi neste momento que surgiram plantas utilizando carvão, coque de petróleo. Conforme pode ser visto no gráfico da Figura B.14, esta última matéria-prima não conseguiu se fixar. Iniciou com uma produção de 0,2Mm³/d. Na década seguinte nenhuma outra planta surgiu. E na década de 2000, uma planta de grande porte entrou em operação com capacidade de produzir 6,5Mm³/d. Não há projetos de novas plantas para este insumo.

Já o carvão começou com uma quantidade modesta de duas plantas, com 6 gaseificadores e gerando 4,43Mm³/d de gás de síntese. Na década de 1990, já havia mais 5 plantas, com mais 13 gaseificadores que geravam 7,86Mm³/d de syngas. Conforme pode ser visto no gráfico da Figura B.14, as plantas de gaseificação a carvão foram apresentando sucessivos crescimentos, e ainda, há mais plantas em projeto, cujas operações devem começar no ano de 2011⁴².

⁴² Até 15.02.2012 o status desta planta no GTC era “em construção”

Figura B.14 - Gráfico da evolução da produção de syngas ao longo das décadas, por tipo de insumo
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

Na década de 1990, tem-se a entrada em operação das plantas reformadoras de GN. A produção de syngas a partir do GN começa com volume consideravelmente grande, 9,65Mm³/d através de 8 gaseificadores em cinco plantas. Porém, assim como o coque de petróleo, este insumo não foi bem sucedido na região da Ásia/Oceânia, pois na década de 2000 apenas uma planta entrou em operação, gerando 0,8Mm³/d de syngas através de 2 gaseificadores. Para a próxima década, não há nenhuma planta prevista. O gráfico da Figura B.15 apresenta uma distribuição do total de syngas produzido, a partir dos insumos.

Figura B.15 - Distribuição da produção total de syngas por insumo
 Fonte: (GTC, 2011; adaptação própria)

B.4.1 Insumo: carvão

As primeiras plantas de gaseificação a carvão nesta parte do mundo surgiram na década de 1980, com capacidade nominal de produção de gás de síntese que totalizam 4,43Mm³/d. As tecnologias utilizadas são Sasol Lurgi e GE, e ambas são classificadas como *Syngas for Chemicals*.

A Tabela B.13 apresenta um resumo das plantas de gaseificação a carvão das décadas de 1980 e 1990. Como poder-se-á notar, há um crescimento de 77,4% na produção de gás de síntese. O total de gaseificadores em operação é de 19 distribuídos em sete plantas.

Tabela B.13 - Plantas de gaseificação de carvão das décadas de 1980 e 1990

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Quantidade	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
1984	3	1	293,90	160,50	2.150.000	1.650,00	GE	Química
1987	3	1	312,00	170,39	2.282.482	1.200,00	Sasol-Lurgi	Química
1993	2	0	71,80	39,18	525.000	350,00	GE	Química
1994	6	2	410,10	223,96	3.000.000	800,00	U-Gas GTI	Química
1995	2	0	209,20	114,22	1.530.000	1.500,00	GE	Química
1996	2	1	278,90	152,29	2.040.000	1.640,00	GE	Química
1997	1	0	104,60	57,11	765.000	-	GE	Química
Total	19	5	1680,5	917,65	12.292.482	7.140		

Fonte: GTC, 2011, adaptação própria

A primeira planta surgiu em 1984 e está localizada no Japão (Ube City Ammonia Plant). Processa em torno de 1.650 t/d de carvão⁴³ e / ou coque de petróleo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,15Mm³/d. A amônia é seu produto final, obtendo em média, 1.250 t/d.

No ano de 1987, entra em operação na China (Shaaxi Ammonia Plant) a primeira planta de gaseificação de carvão deste país. Seu insumo é o antracito, e processa em média 1.200 t/d e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,28 Mm³/d. O produto final é a amônia, cuja quantidade produzida não foi informada.

A década de 1990 já apresenta um grande incremento no número de plantas em operação nesta região. Com um total de cinco novas plantas, todas localizadas na China, a capacidade nominal de produção de gás de síntese passa para 12,29Mm³/d. Destas, quatro são classificadas como *Syngas for Chemicals* e utilizam a *GE Gasification Technology*.

A primeira planta da década de 1990, entrou em operação em 1993 (LU Nan Ammonia Plant). Esta planta processa em média 350 t/d de carvão betuminoso. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,52Mm³/d. Como produto final obtém em média, 200 t/d de amônia.

No ano de 1994, entrou em operação mais uma planta (Wujing Gas Plant N° 2). Esta é a única planta que utiliza a tecnologia GTI U-Gas Gasification Technology. Processa em média 800 t/d de carvão betuminoso em seus seis gaseificadores. Sua capacidade nominal de produção

⁴³ O mais usual é o consumo de carvão

de gás de síntese é de 3,0Mm³/d. O produto final é o gás combustível, e não foi informado o volume produzido.

Em 1995, a terceira planta (Shangai Coking and Chemicals), entrou em operação. Processa em torno de 1.500 t/d de antracito e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,53 Mm³/d. Metanol é o produto final obtido pela planta, e não foi informado o volume produzido.

A penúltima planta, nesta década de gaseificação de carvão desta região, entrou em operação em 1996 (Shaanxi Ammonia Plant). O insumo utilizado é o carvão, processando em média, 1.640 t/d. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,04 Mm³/d. Obtém como produto final, amônia, em torno de 900 t/d.

A última planta desta década, também na China, entrou em operação no ano de 1997 (Gas Plant N° 2). Contém apenas um gaseificador e processa carvão, cujo montante não foi informado pelo GTC. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,76Mm³/d. Seu produto final é metanol, não foi informado o volume obtido.

O gráfico da Figura B.16 apresenta a evolução da produção de gás de síntese, tanto por década quanto no acumulativo. Há também uma curva que apresenta a evolução do número de gaseificadores instalados ao longo do tempo.

Figura B.16 - Evolução da capacidade nominal de produção do syngas e dos gaseificadores instalados

Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

A década compreendida entre 2000 e 2010, foi extremamente intensa quanto a entrada em operação de novas plantas de gaseificação de carvão. Somente os anos de 2005 e 2006 somam 12 plantas, com seis para cada lado. Logo, fazendo-se o comparativo entre décadas, atingir-se-á valores altíssimos, mesmo em termos acumulativos. A Tabela B.14 apresenta as plantas entre os anos 2000 a 2004.

Tabela B.14 – Relação das plantas de gaseificação para o período de 2000 a 2004

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	qtd	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
2000	3	1	312,00	170,39	2.282.492	1.200,00	Sasol-Lurgi	Química
2000	3	0	191,40	104,51	1.400.000	898,10	GE	Química
2000	3	0	312,00	170,39	2.282.492	1.200,00	Sasol-Lurgi	Química
2002	1	0	109,10	60,02	804.000	350,00	U-Gas GTI	Eletricidade
2004	1	0	300,00	164,23	2.200.000	-	GE	Química
Total	11	1	1.225	669,54	8.968.984	3.648,10		

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

O ano de 2000 é marcado com a entrada em operação de três plantas de gaseificação. Estas somam capacidade nominal de produção de *syngas* de 5,96Mm³/d. Todas são classificadas como *Syngas for Chemicals*. Duas utilizam tecnologia *Sasol Lurgi* e a restante *GE*.

A primeira planta (Puyang Annonia Plant) e a última (Zhong Yuan Dahua Group Ltd), são equipadas com tecnologia *Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process*, processam em média 1.200 t/d de antracito em seus três gaseificadores. Ambas apresentam capacidade nominal de produção de gás de síntese de 2,28 Mm³/d. A primeira planta produz amônia e a última, compostos químicos. Em nenhuma delas foi informado o volume produzido.

A planta intermediária (Hefei City Ammonia Plant) a estas duas primeiras, é equipada com *GE Gasification technology*, e processa 898,10 t/d de carvão. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,4 Mm³/d. Esta planta produz em média 667 t/d de amônia.

No ano de 2002, apenas uma planta entrou em operação (Shangi IGCC Plant). Além de ser a primeira planta de gaseificação de carvão destinada a produção de energia elétrica na região, é também, a primeira planta de gaseificação a ser instalada na Índia. Processa em média 350 t/d de linhito, e sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,80Mm³/d. Como produto gera energia elétrica, em torno de 52,50 MW.

No ano de 2004, entrou em operação mais uma planta (Haolianghe Ammonia Plant). O consumo de carvão não foi informado pelo GTC. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,20 Mm³/d. Como produto final, amônia é obtida, e a quantidade não foi informada.

O ano de 2005 foi extremamente atípico no que diz respeito a entrada em operação de plantas de gaseificação. Nada menos que oito novos projetos iniciaram suas atividades neste ano. Em comum, tem-se que todos se localizam na China e são voltados à obtenção de produtos químicos, ou seja, classificados como *Syngas for Chemicals*. A capacidade nominal de

produção de gás de síntese destas oito plantas soma 15,16 Mm³/d. Quando comparado ao acumulativo do intervalo entre 2000 a 2004, o volume correspondente a 8,97Mm³/d, o aumento registrado é de 69,10%. Quanto à tecnologia, predomina a GE, com seis plantas, e a Shell, equipando apenas as duas primeiras plantas que começaram a operar em 2005. Destacam-se quatro plantas de produção de amônia e duas de metanol. A Tabela B.15 apresenta os detalhes de cada uma das plantas que entraram em operação em 2005.

Tabela B.15 - Plantas de gaseificação de carvão que entraram em operação em 2005

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	qtd	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
2005	1	0	273,40	-	1.900.000	2.000	Shell	Química
2005	1	0	256,00	128,40	1.720.000	1.200	Shell	Química
2005	1	0	279,60	152,66	2.045.000	-	GE	Química
2005	1	0	174,30	95,42	1.275.000	-	GE	Química
2005	1	0	287,10	156,77	2.100.000	-	GE	Química
2005	1	0	287,10	156,77	2.100.000	-	GE	Química
2005	3	0	287,10	156,77	2.100.000	-	GE	Química
2005	2	0	263,00	143,71	1.925.000	-	GE	Química
Total	11	0	2.107,60	990,50	15.165.000	3.200		

Fonte: GTC, 2011, adaptação própria

Assim como foi 2005, o ano de 2006 também pode ser considerado como atípico, pois novamente entraram em operação oito plantas de gaseificação de carvão na China. A outra semelhança com o ano anterior diz respeito a classificação das plantas, pois todas são do tipo *Syngas for Chemicals*. Quanto ao domínio tecnológico, desta vez houve uma inversão entre Shell e GE. Esta última equipa apenas duas plantas, GE China 5 e Weihe Chemical, enquanto a Shell está presente nas outras seis unidades. Por fim, nota-se que houve, outra vez, um aumento significativo na capacidade nominal de produção de gás de síntese. Só as plantas de 2006 somam 23,44 Mm³/d. Há um aumento de 54,6%, quando comparado ao volume de 2005. A Tabela B.16 apresenta um resumo das plantas que iniciaram suas operação em 2006.

Tabela B.16 - Plantas de gaseificação de carvão que entraram em operação em 2006

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm3/d	qtd	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
2006	1	0	466,20	254,56	3.410.000	2.000,00	Shell	Química
2006	1	0	466,20	261,28	3.500.000	2.000,00	Shell	Química
2006	1	0	197,00	98,54	1.320.000	900,00	Shell	Química
2006	1	0	509,00	254,56	3.410.000	2.000,00	Shell	Química
2006	2	0	509,00	254,56	3.410.000	2.000,00	Shell	Química
2006	3	0	284,30	155,28	2.080.000	-	GE	Química
2006	2	0	509,00	254,56	3.410.000	2.000,00	Shell	Química
2006	1	0	395,00	216,49	2.900.000	-	GE	Química
Total	12	-	3.335,70	1.749,83	23.440.000	10.900	-	-

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

O ano de 2007, foi marcado pela entrada em operação de cinco grandes plantas de gaseificação de carvão, que totalizam uma produção de *syngas* de 14,95 milhões de m³/dia. Quando comparado ao ano anterior, há uma queda de 58,33% no total de plantas instaladas, bem como se registra uma diminuição de 36,22% na produção de *syngas*. Novamente é possível notar a predominância da obtenção de produtos químicos através do carvão. Maiores detalhes sobre as plantas podem ser obtidos através da análise da Tabela B.17

Tabela B.17 - Plantas de gaseificação de carvão para os anos 2007 e 2008

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm3/d	qtd	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy						
2007	1	0	232,00	126,91	1.700.000	1.100	Shell	Química
2007	1	0	465,00	253,82	3.400.000	2.700	Shell	Química
2007	1	0	465,00	253,82	3.400.000	2.700	Shell	Química
2007	1	0	424,00	231,42	3.100.000	2.150	Shell	Química
2007	1	0	455,00	250,08	3.350.000	1.700	MHI	Eletricidade
2008	2	0	861,00	470,31	6.300.000	4.500	Shell	Química
(const) 2008	1	0	466,00	232,91	3.120.000	-	Shell	Química
(const) 2008	1	0	463,00	254,56	3.410.000	-	Shell	Química
(const) 2008	1	0	257,00	128,40	1.720.000	-	Shell	Não-Informado
Total	10	-	4.088,00	2.202,23	29.500.000	14.850	-	-

Fonte: GTC, 2011; adaptação própria

O ano de 2008 também apresentou redução no número de plantas, cujo início⁴⁴ de produção estava previsto para o referido ano⁴⁵. Esta queda acabou resultando na redução de 44,82% da capacidade nominal de produção de gás de síntese, quando comparada ao ano de 2007. No acumulativo da década, a China supera qualquer outro país ou até mesmo região de análise. Para o ano de 2010 estava prevista⁴⁶ a entrada em operação de duas plantas, cuja capacidade nominal de produção de *syngas* seria de 12,375 Mm³/dia, exatamente o dobro da capacidade

⁴⁴ Até o dia 15.02.2011, o *status* destas plantas no banco de dados do GTC era de “em construção”.

⁴⁵ Até o dia 15.02.2011, o *status* destas plantas no banco de dados do GTC era de “em construção”.

⁴⁶ Até o dia 15.02.2011, o *status* destas plantas no banco de dados do GTC era de “em desenvolvimento”.

do ano anterior, em apenas duas unidades. Já a planta prevista para 2011⁴⁷, teria o dobro da capacidade nominal de produção de *syngas*, do que as duas plantas que estavam previstas para 2010, com 24,75 Mm³/dia. A Tabela B.18, apresenta um resumo das plantas referentes aos anos de 2010 e 2011. Pode-se notar que, em se concretizando as unidades previstas, na forma como foram planejadas, o acumulativo da capacidade nominal de produção de gás de síntese no período em questão, será o maior registrado até o momento.

Tabela B.18 - Plantas de gaseificação de carvão em projeto

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut		IGCC Eq.	Syngas Nm3/d	qtd	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe					
(const) 2010	2	0	1.124,00	615,88		8.250.000	-	Shell	Química
(const) 2010	1	0	562,00	307,94		4.125.000		Shell	Química
(const) 2011	3	0	3.373,00	1.847,64		24.750.000		Shell	Química
Total	6	0	5.059,00	2.771,46		37.125.000,0	-	-	-

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

O gráfico da Figura B.17 apresenta a evolução da capacidade nominal de produção de gás de síntese no intervalo do período compreendido entre 2000 a 2010. Nesta década ocorreu o maior crescimento, no mundo, na parte de plantas de gaseificação de carvão. O gráfico apresenta, não somente o volume produzido por ano, como também o valor acumulado ao longo deste período. Há também, registro do número de gaseificadores instalados no período.

Figura B.17 - Gráfico da evolução da capacidade de produção de *syngas* ao longo do período entre 2000 e 2010

Fonte: (GTC, 2011, adaptação própria)

B.4.2 – Insumo: gás natural

⁴⁷ Até o dia 15.02.2011, o *status* destas plantas no banco de dados do GTC era de “em desenvolvimento”.

A região em análise, China/Austrália, apresenta apenas três plantas de reforma de gás natural. Todas são voltadas a produção de insumos químicos e petroquímicos, e estão bem distribuídas ao longo da região. A Tabela B.19 apresenta um resumo destas plantas.

Tabela B.19 Plantas de reforma de gás natural

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	qtd	unidade	Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy							
1993	6	0	1.032,40	563,77	7.552.000	2,83	Mm ³ /d	Shell	Química (FT)
1998	2	0	287,10	156,77	2.100.000	0,80	Mm ³ /d	Shell	Química
2000	2	0	110,00	60,09	805.000	0,42	Mm ³ /d	GE	Química
Total	10	0	1.429,50	780,63	10.457.000	4,05	Mm³/d	-	-

Fonte:GTC, 2010; adaptação própria

A primeira planta entrou em operação em 1993 (Bintulo GTL Planta), localizada na Malásia, classificada como *Syngas for Chemicals*, e utiliza a tecnologia da Shell Gasification Process. Esta planta aplica a rota conhecida como Gas-To-Liquids (GTL), onde o gás natural é convertido, primeiramente, em gás de síntese, e depois através do processo Fischer-Tropsch, obtém-se hidrocarbonetos mais pesados. Opera com seis gaseificadores, onde cerca de 2,83Mm³/d de GN são processados. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 7,55 Mm³/d. O produto final é classificado como FT Liquids, destilados médios, e são obtidos em média 12.500 bbl/dia.

A segunda planta de GN, que entrou em operação em 1998, está localizada na China (Lanzhou Ammonia Plant). Processa em média 800 m³/d de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,1 Mm³/d. O produto final obtido é a amônia, e a quantidade não foi informada.

A última planta deste insumo entrou em operação em 2000, e está localizada na Austrália (Brisbane H₂ Plant). Processa em média 0,42Mm³/dia de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,8 Mm³/d. Seu produto final é o hidrogênio, obtendo-se em média 0,85Mm³/dia.

B.4.3 Insumo: coque de petróleo

Há somente duas plantas de gaseificação que utilizam o coque de petróleo como insumo na região em estudo. Ambas são classificadas como *Syngas for Chemicals*.

A primeira entrou em operação em 1982, no Japão (UBE City CO Plant). Processa em média 95t/d de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,2Mm³/d. Seu produto final é o CO, obtendo-se em média 0,18Mm³/d.

A segunda planta deste insumo, localizada na Índia (Paradip Gasification H₂/Power Plant), ainda se encontra em estágio de desenvolvimento, embora o início de suas operações estivesse previsto para 2010⁴⁸. A tecnologia a ser utilizada é a Shell Gasification Process e em seus dois gaseificadores serão processadas em média 3.500 t/d de coque de petróleo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 6,5 Mm³/d (*Syngas Output* de 888,60 MWth e Eq. IGCC de 485,24 MWe). O H₂ é o produto final a ser obtido em torno de 4,5Mm³/d.

B.4.4 Insumo: petróleo e derivados

A região estudada conta com um total de vinte e nove plantas de gaseificação que utilizam o petróleo e / ou seus derivados como insumo. As primeiras plantas surgiram em 1961, e o crescimento destas foi mantido quase que numa constante, sendo que a última planta prevista para entrar em operação em 2009⁴⁹, ainda se encontrava em construção. Novamente há uma predominância nas plantas classificadas como *Syngas for Chemicals*. Todas as plantas que entraram em operação até o ano 2000 são desta classificação. O gráfico da Figura B.18 apresenta a evolução da capacidade nominal de produção de gás de síntese ao longo das décadas de 1970, 1980 e 1990, através de um comparativo entre o valor de cada década e o acumulado ao longo do período. Há, também, uma curva que representa o crescimento acumulativo da quantidade de gaseificadores instalados no período.

⁴⁸ Até o dia 15.02.2011, o *status* destas plantas no banco de dados do GTC era de “em desenvolvimento”.

⁴⁹ Conforme informação contida no World Gasification Database

Figura B.18 - Gráfico da evolução da capacidade de produção de syngas e dos gaseificadores instalados

Fonte: (GTC, 2010; adaptação própria)

As duas primeiras plantas surgiram no Japão, no ano de 1961. A primeira delas (Yokkaich Syngas Plant), processa em média 137,6 t/d de *bunker C. fuel oil*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,40Mm³/d. O *syngas* é apontado como produto final pela empresa. Já a segunda planta (CO Plant) processa em média 206 t/d de *crude oil*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,60Mm³/d. Seu produto final é CO, e a quantidade produzida não foi informada.

Após um intervalo de oito anos, uma nova planta entrou em operação em 1969. Desta vez, localizada na Coreia do Sul (Maju Ammonia Plant) e processa em média 225 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,70Mm³/d. Seu produto final é amônia, e a quantidade não foi informada.

Somente depois de transcorridos nove anos, mais duas novas plantas de gaseificação iniciaram suas atividades na região, no ano de 1978, (Ammonia Plant e Panipat Ammonia Plant). As duas processam em média 722,5 t/d de *bunker C. fuel oil*. Apresentam capacidade nominal de produção de gás de síntese de 2,1Mm³/d. A amônia é o produto final destas duas plantas, e a quantidade obtida não foi informada.

O crescimento das plantas de gaseificação na Índia tem continuidade, pois no ano de 1979, mais duas plantas entraram em operação. Utilizam o *bunker C. fuel oil* como insumo. A primeira planta (Bathinda Ammonia Plant) processa em média 722,5 t/d de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,10Mm³/d. Amônia é seu produto final e a quantidade produzida não foi informada. A segunda planta (Neyveli Syngas Plant) processa em torno de 275 t/d de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,80Mm³/d. O *syngas* é apontado como produto final. A Tabela B.20 apresenta um resumo das plantas das décadas de 1960 e 1970.

Tabela B.20 - Plantas de gaseificação de petróleo e derivados

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut MWth	IGCC Eq. Mwe	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy				qtd	unidade		
1961	2	0	54,70	29,86	400.000	137,60	t/d	Shell	Química
1961	2	0	82,00	44,79	600.000	206,00	t/d	GE	Química
1969	1	0	68,40	52,26	700.000	225,00	t/d	Shell	Química
1978	3	0	287,10	156,77	2.100.000	722,50	t/d	Shell	Química
1978	3	0	287,10	156,77	2.100.000	722,50	t/d	Shell	Química
1979	3	0	287,10	156,77	2.100.000	722,50	t/d	Shell	Química
1979	2	0	109,40	59,72	800.000	275,00	t/d	Shell	Química
Total	16	-	1.175,80	656,94	8.800.000	3.011,10	-	-	-

Fonte: GTC 2010, adaptação própria

A década de 1980, já apresenta um crescimento em relação as duas décadas anteriores, pois se somarmos a capacidade nominal de produção de *syngas* das oito plantas que entraram em operação neste período, teremos um valor de 13,28Mm³/d, que é 50,1% maior que a capacidade nominal da soma das décadas de 1960 e 1970. Quanto ao domínio da tecnologia, tem-se a inversão, pois enquanto que nas décadas de 1960 e 1970 teve-se uma predominância da Shell, com sete plantas e a GE com uma, na década de 1980, teve-se exatamente o inverso. No ano de 1982, mais duas plantas entraram em operação, sendo a primeira localizada no Japão (Methanol Plant) e a segunda na Índia (Marmada Ammonia/Methanol Plant). A planta do Japão processa em média 190 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,50Mm³/d. O metanol é o seu produto final, e a quantidade produzida não foi informada. A planta da Índia processa em torno de 1.030 t/d de óleo residual. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,96Mm³/d. A amônia é seu produto final e é obtido em torno de 1.350 t/d.

Em 1983, entrou em operação a primeira planta de gaseificação de petróleo (e derivados) na China (Zhenhai Ammonia Plant). São processados em torno de 900 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,1Mm³/d. O produto final é a amônia, onde se obtém em média 1.000 t/d.

A primeira planta de Taiwan (Kaohsiung Syngas Plant) surgiu em 1984, e processa em torno de 1.000 t/d de betumem. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,14Mm³/d. O H₂ é seu produto final, obtendo-se em torno de 158.200 m³/d.

No período de 1985 a 1988, uma nova planta entrava em operação a cada ano, na China. As duas primeiras instalações (Urumqi Ammonia Plant, 1985 e Daqing Oxochemicals Plant, 1986), utilizam o *visbreaker residue* como insumo. A primeira processa em torno de 740 t/d de matéria-prima. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,1Mm³/d. Obtém-se em torno de 1.000 t/d de amônia como produto final. A segunda planta processa apenas 75 t/d de insumo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,21Mm³/d. Os compostos oxigenados são os seus produtos finais, e tanto a especificação dos produtos como a quantidade não foram informadas pelo GTC.

A planta de 1987 (Zibu Methanol/Oxochemicals Plant) processa em média 245,90 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,71Mm³/d. Atualmente, o metanol é apontado como produto final desta planta, mas a quantidade produzida não foi informada. A última planta da década de 1980 entra em operação no ano de 1988 (Minexia Syngas Plant), processa em torno de 1.000 t/d de *visbreaker residue*. Sua

capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,5Mm³/d. Os gases industriais são os seus produtos finais.

A Tabela B.21 apresenta um resumo de todas as plantas que entraram em operação na década de 1980, na região da Ásia / Oceânia.

Tabela B.20 - Plantas de gaseificação de petróleo e derivados da década de 1980

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut		IGCC Eq.	Syngas Nm ³ /d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe			qtd	unidade		
1982	2	0	75,20	41,06		550.000	190,00	t/d	GE	Química
1982	2	1	405,30	221,31		2.964.600	103,00	t/d	GE	Química
1983	3	0	287,10	156,77		2.100.000	900,00	t/d	GE	Química
1984	2	0	293,00	159,98		2.143.000	1.000,00	t/d	GE	Química
1985	3	0	287,10	156,77		2.100.000	740,00	t/d	GE	Química
1986	1	0	28,70	15,68		210.000	75,00	t/d	GE	Química
1987	2	0	97,70	53,38		715.000	245,90	t/d	Shell	Química
1988	3	0	341,80	186,63		2.500.000	1.000,00	t/d	GE	Química
Total	18	1	1.815,90	991,58		13.282.600	4.253,90	-	-	-

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

A década de 1990 é marcada pela entrada em operação de sete novas plantas, sendo as cinco primeiras localizadas na China e as duas últimas, na Coreia do Sul. Neste período, embora o número de plantas que entraram em operação não seja baixo, a capacidade nominal de produção de gás de síntese total reduziu muito, atingindo 7,66 Mm³/d, logo uma queda de 73,4%. Há muitas plantas de pequeno porte e três de grande porte. Todas são voltadas a produção de compostos químicos.

A primeira planta, com partida em 1991 (Fushun Oxochemicals Plant), processa apenas 20,60 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,06Mm³/d. Os compostos oxigenados são seus produtos finais, e a quantidade obtida não foi informada.

Após quatro anos, tem-se a entrada em operação de mais uma nova planta na China (Beijing Oxochemicals Plant). Processa em torno de 110 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,32Mm³/d. Compostos oxigenados são seus produtos finais.

No ano de 1996, três plantas iniciaram operação na China. A primeira delas (Dalian Ammonia Plant) processa em média 47.700 bbl/d de *visbreaker residue*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,10Mm³/d. Como produto final, em torno de 1.000 t/d de amônia, é produzido, e a quantidade não foi informada. As outras duas plantas de 1996 (Hot Ammonia Plant e UiJiang Ammonia Plant) processam em torno de 672 t/d de resíduo de vácuo. Apresentam capacidade nominal de produção de gás de síntese de 2,10Mm³/d (*Syngas*

Output de 287,10 MWth e Eq. IGCC de 156,77 MWe). Ambas possuem a amônia como produto final, e a quantidade produzida não foi informada.

A última planta a surgir em 1996, localiza-se na Coreia do Sul (Yochon Oxochemicals Plant). Utiliza a tecnologia Shell Gasification Process equipada com apenas um gaseificador onde são processadas em torno de 132 t/d de *bunker C. fuel oil*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,38Mm³/d. Os compostos oxigenados são os produtos finais. Em 1997, mais uma planta iniciou suas operações na Coreia do Sul (CO Plant). Processa em média 206,4 t/d de nafta. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 0,60M m³/d. O monóxido de carbono é o seu produto final, e a quantidade produzida não foi informada.

A Tabela B.22 apresenta um resumo de todas as plantas de gaseificação de petróleo pesado e seus derivados que entraram em operação na década de 1990.

Tabela B.22 Plantas de gaseificação de petróleo e derivados dos anos 1990

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut		IGCC Eq.	Syngas Nm3/d	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe			qtd	unidade		
1991	1	0	8,20	4,48		60.000	20,60	t/d	Shell	Química
1995	1	0	43,70	23,89		320.000	110,00	t/d	GE	Química
1996	2	0	286,60	156,51		2.096.500	-	t/d	GE	Química
1996	2	0	287,10	156,77		2.100.000	672,00	t/d	Shell	Química
1996	2	0	287,10	156,77		2.100.000	672,00	t/d	Shell	Química
1996	1	0	52,50	28,67		384.000	132,00	t/d	Shell	Química
1997	1	0	82,00	44,79		600.000	206,40	t/d	GE	Química
Total	10	-	1.047,20	571,88		7.660.500	1.813,00	-	-	-

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

No período compreendido entre 2000 a 2010, tem-se a entrada em operação de sete novas plantas de gaseificação de petróleo e derivados. Este período apresenta, como grande destaque, a planta Fujian Refinery Ethylene Plant, localizada na China, que ainda se encontra em fase final de construção, mas cuja capacidade nominal de produção de gás de síntese está estimada em 6,35Mm³/d. Só esta planta representará cerca de 29,15% do total de gás de síntese produzido.

Em 2000, mais uma planta entrou em operação, desta vez localizada em Singapura (Singapore Syngas Plant). Processa em torno de 571,50 t/d de resíduo de refinaria. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,61Mm³/d. O H₂ é o seu produto final, obtendo-se em média 0,71Mm³/d.

No de ano 2001, surgiu a primeira planta de gaseificação de petróleo e / ou derivados classificada como *Syngas for Power*, e está localizada em Singapura (Chawan IGCC PLant)).

É capaz de processar até 924 t/d de óleo residual. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,66Mm³/d. A energia elétrica é seu produto final, gerando em média 173 MWe.

Nos anos de 2002 e 2003, duas plantas entraram em operação na China, e produzem em média 1.000 t/d de amônia, cada uma, como produto final. A primeira (Nanjing Ammonia Plant) processa em seus dois gaseificadores cerca de 385 t/d de *eureka pitch* e / ou 385 t/d de *V. Residual Oil*. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,2Mm³/d. A segunda planta utiliza em torno de 739,5 t/d de *visbreaker residue* como insumo, e a sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 2,09Mm³/d.

Em 2003, mais uma planta iniciou suas atividades no Japão (Negishi IGCC PLant). Processa em média 1.992,00 t/d de resíduo de vácuo. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 5,8Mm³/d. Seu produto final é a eletricidade, onde são produzidos em torno de 342 MWe.

Em 2004, entrou em operação em Taiwan (Mai Liao Refinery) outra planta. Processa nafta em seu único gaseificador. Sua capacidade nominal de produção de gás de síntese é de 1,08Mm³/d. O metanol é seu produto final, e a quantidade obtida não foi informada.

A última planta de gaseificação desta região tinha como data prevista para entrar em operação o ano de 2009, porém, conforme dados do GTC, a mesma se encontra em fase de construção. Localizada na China, terá capacidade nominal de produção de gás de síntese de 6,35Mm³/d. Os produtos finais a serem obtidos não foram informados. A Tabela B.23 apresenta um resumo de todas as plantas que iniciaram suas atividades entre os anos de 2000 a 2010.

Tabela B.23 - Plantas de gaseificação de petróleo pesado e derivados

ANO	Gaseificadores		Syngas OutPut	IGCC Eq.	Syngas	Insumo		Tecnologia	Classificação
	Operação	StandBy	MWth	Mwe	Nm3/d	qtd	unidade		
2000	2	0	220,10	120,19	1.610.000	571,50	t/d	GE	Química
2001	2	0	363,60	198,57	2.660.000	924,00	t/d	GE	Eletricidade
2002	2	0	300,80	164,23	2.200.000	385+385	t/d	GE	Química
2003	2	0	286,60	156,51	2.096.500	739,50	t/d	GE	Química
2003	2	0	792,90	432,98	5.800.000	1.992,00	t/d	GE	Eletricidade
2004	1	0	147,60	80,62	1.080.000	-	t/d	GE	Química
(const) 2009	2	1	868,00	474,04	6.350.000	-	t/d	Shell	Química
Total	13	1	2.979,60	1.627,14	21.796.500	4.227,00	-	-	-

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

O gráfico da Figura B.19 comprova que o período compreendido entre os anos 2000 a 2010, assim como ocorreu com o carvão, também foi o mais importante e o de maior crescimento mundial das plantas de gaseificação de petróleo pesado e seus derivados. Destaca-se, também, o aumento na eficiência, pois o número de gaseificadores instalados foi menor que em algumas décadas anteriores, porém a capacidade nominal de produção de *syngas* aumentou.

Figura B.19 - Gráfico da evolução da capacidade de produção de syngas no período de 2000 a 2010

Fonte: GTC, 2010; adaptação própria

APÊNDICE C – TECNOLOGIAS DE GASEIFICAÇÃO

C.1 GE Energy (antigo Texaco Process)

O desenvolvimento deste gaseificador iniciou-se com a Texaco, que se fundiu com a Chevron. Posteriormente, a tecnologia foi vendida para a GE. (BREAULT, 2010 e BELL et al, 2011). A primeira aplicação comercial ocorreu em 1956 como um gaseificador de óleo. Em 1983, ainda como Texaco, ocorreu a primeira gaseificação de carvão. (BELL et al, 2011).

O método padrão de alimentação deste gaseificador é o carvão finamente triturado e misturado com água de forma a gerar uma mistura viscosa, mas que seja bombeável. O processo ocorre a alta pressão. A esta mistura viscosa dá-se o nome de *slurry*, o qual se assemelha ao óleo pesado utilizado como primeiro insumo em 1956 (DOE, 2010 e BELL et al, 2011). Tanto o *slurry* quanto o oxigênio são injetados no topo do gaseificador, e esta mistura (gás, sólido e *slag*), seguem um fluxo descendente, conforme apresentado na Figura C.1.

Figura C.1 – Gaseificador da GE, modelo Cooler Radial

Fonte: (BREAULT, 2010; adaptação própria)

Este gaseificador apresenta duas versões básicas, com modos de operação distintos. No primeiro, denominado *quench mode* (Figura C.2), o gás e o *slag* produzidos, quando na parte inferior do gaseificador, são rapidamente resfriados (e borbulhados) com uma injeção de água, a qual solidificará o *slag*. Enquanto o gás é resfriado, a presença da água fervendo acaba

por aumentar a quantidade de vapor presente no *syngas*. O *slurry* residual deixa o gaseificador da mesma forma que o *slag*. Este modelo de gaseificador é equipado com paredes refratárias, as quais são lentamente atacadas / agredidas pelo *slag*, exigindo a sua troca periódica. Este problema é muito comum nos gaseificadores que geram *slag* (DOE, 2010 e BELL et al, 2011).

Figura C.2 Representação do gaseificador da GE na configuração *Quench Mode*

Fonte: (BELL, et al, 2011; adaptação própria)

A segunda configuração deste gaseificador é denominada *radiant heat recovery mode*. Neste modelo, o corpo do gaseificador é mais longo, e os tubos de vapor são incorporados na parede da parte inferior do gaseificador.

Quando opera com biomassa, mais precisamente madeira, a temperatura de processo e de saída do *syngas* está em torno de 1.316°C (BELL et al, 2011, apud WOODS et al, 2007). O gás é resfriado a 593°C pelos tubos de vapor e na sequência é submetido ao resfriamento rápido, atingindo 213°C e pressão de operação de 5.6MPa (BELL, et al, 2011).

Conforme Bell (2011) e DOE (2010), a configuração *radiant heat recovery mode* apresenta excelente recuperação de calor, porém o *quench mode* possui um custo de capital muito menor. Normalmente, o processo de gaseificação é seguido de uma unidade de *water gas shift reactor*, com o objetivo de aumentar a razão de H₂/CO. Este reator deve ser alimentado com vapor, e o *quench mode* aumenta o teor de vapor no gás de síntese. A composição do *syngas* obtido neste gaseificador é apresentada na Tabela C.1.

Tabela C.1 Composição estimada do syngas para o gaseificador da GE na configuração Radiant heat recovery

Composição do Gás de Síntese		
Componentes	Antes do Quench	Depois do Quench
	%Mol	%Mol
Ar	0,79	0,67
CH ₄	0,1	0,08
CO	34,42	29,22
CO ₂	15,11	12,76
COS	0,02	0,02
H ₂	33,49	28,49
H ₂ O	14,29	27,26
H ₂ S	0,73	0,61
N ₂	0,89	0,76
NH ₃	0,17	0,14

Fonte: BELL et al, 2011; adaptação própria

As características principais deste gaseificador são: carga de *slurry* de carvão, gaseificador de *slag* vitrificado, *entrained-flow* e injeção de O₂. Este gaseificador é encontrado em duas versões: com *radiant cooler* e o *full quench gasifier*. A Figura C.3 apresenta o gaseificador em sua primeira versão.

Figura C.3 Representação do gaseificador GE na configuração *radiante heat recovery*
Fonte: (BELL et al, 2011; adaptação própria)

Os principais insumos recomendados são: carvão betuminoso; coque de petróleo; mistura de coque de petróleo com carvão de baixo *rank*.

C.2 Conoco Phillips (E-Gas Process)

Projeto originalmente desenvolvido pela Dow Chemicals, entre os anos 1970 e 1980, e conhecido como *Destec Gasifier* (BREAULT, 2010; BELL et al, 2011).

Este gaseificador possui dois estágios para a gaseificação do insumo, mas 80% da alimentação é destinada ao primeiro estágio (BREAULT, 2010). O princípio básico deste gaseificador é alimentar o processo com quantidade suficiente de O_2 e vapor, de modo a gaseificar todo o carvão. A taxa de O_2 deve ser ajustada de modo a se alcançar a temperatura desejada do processo de gaseificação. Um aumento da razão $O_2:H_2O_v$ significa um aumento da temperatura de gaseificação, mas o *syngas* tem um menor calor de combustão (BELL, et al, 2011). Os gaseificadores do tipo *entrained flow* operam com temperaturas mais elevadas que os demais, o que requer uma razão molar de $O_2:H_2O_v$ mais elevada. Ou seja, o *E-Gasifier* utiliza altas temperaturas para a geração de *syngas*, o que resulta na condição de formação do *slag*, para gaseificar todo o carvão injetado no segundo estágio.

No primeiro estágio entram no processo o *slurry* (50 a 70% em massa) e o O_2 , os quais são injetados a alta temperatura 1.316 a 1.427°C e a pressão de 4.2MPa (BELL et al 2011, apud WOOD et al, 2007). O *slag* forma-se no fundo do gaseificador, que é resfriado através do processo de resfriamento rápido (*quenching*) e removido como *slag/water slurry*. O gás de síntese, quente, gerado, segue para a região do segundo estágio, através de um estrangulamento (restrição).

No segundo estágio, tem-se a injeção apenas de *slurry* e o *syngas* quente é responsável por promover o calor necessário para que ocorra uma pirólise endotérmica, uma gaseificação a vapor e reações da gaseificação de CO_2 . O gás e as partículas sólidas deixam o segundo estágio com temperatura aproximada de 1.010°C. A gaseificação de carvão no segundo estágio é incompleta, então o gás é resfriado, os resíduos carbonizados são removidos por um filtro de vela e enviados ao primeiro estágio.

As principais características deste gaseificador são: carga de *slurry* de carvão, injeção de O_2 , revestimento refratário; sistema de remoção contínua de escória e de remoção de particulados secos. A Figura C.4 representa o gaseificador da Conoco Phillips. Os principais insumos recomendados são: carvões de diversos tipos e coque de petróleo.

Figura C.4 Gaseificador da Conoco-Phillips

Fonte: (BREAULT, 2010; Adaptação própria)

C.3 Shell Gasifier

Os primeiros desenvolvimentos datam da década de 1950 (Shell Gasification Process – SGP). Objetivando produzir gás de síntese, os gaseificadores utilizavam os resíduos de refinaria e hidrocarbonetos líquidos e gasosos. Foi somente em 1972, que se desenvolveu o processo de gaseificação do carvão. Neste ano entrou em operação em Amsterdã, Holanda, uma planta piloto que processava 6 t/d de carvão. No ano de 1978, em Harbur, Alemanha, ocorreu o início da operação de uma planta de demonstração que processava 15 t/d de carvão. Em 1987, no Texas-EUA, entrou em operação a primeira planta de escala comercial, na qual 250 t/d de carvão eram processadas (BELL et al, 2011 e DOE, 2010).

O sistema de alimentação de carvão é do tipo *dry system*. O carvão é triturado e seco, enviado aos *lockers-hoppers*, onde N_2 é utilizado para pressurizá-los até que a pressão de operação do gaseificador de 4.2MPa seja atingida. Conforme apresentado na Figura C.5, as entradas para a injeção do carvão estão localizadas em lados opostos e próximas do fundo. Os bicos injetores de O_2 localizam-se logo abaixo das entradas de carvão. O *slag* produzido é retirado do gaseificador pelo fundo (BELL, et al, 2011). A Figura C.6 apresenta o diagrama simplificado deste gaseificador da Shell.

Figura C.5 - Representação do sistema de gaseificação da Shell

Fonte: (BELL, et al, 2011; adaptação própria)

Figura C.6 - Diagrama de fluxo simplificado do gaseificador da Shell

Fonte: (BELL, et al, 2011; adaptação própria)

Esta tecnologia utiliza um reator refratário, onde a parede interna é equipada com uma membrana na qual circula a água em tubos de vapor. Durante o processo, a cinza é convertida em *slag*, resfriada pela membrana, e atinge um estado vitrificado (cristalizado). Este processo acaba protegendo o reator de uma erosão causada pelo *slag*. O *syngas* cru deixa o gaseificador com uma temperatura relativamente elevada, em torno de 1.370 a 1.480°C e segue para um resfriador para recuperação de calor, gerando vapor super-aquecido de alta pressão (DOE, 2010).

Este gaseificador apresenta como principais características técnicas: injeção de O_2 , *water-wall gasifier*, alimentação de insumo seco, sistema pressurizado, gaseificador do tipo *slag* e *entrained-flow*. Os principais insumos que podem ser processados são: desde coque de petróleo até carvões de baixo *rank*, e biomassa (DOE, 2010 e BELL et al, 2011). A Figura C.7 apresenta o gaseificador da Shell.

Figura C.7 Representação esquemática do gaseificador da Shell

Fonte: (BREAULT, 2010; adaptação própria)

C.4 Siemens Gasifier (antigo Future Energy)

A tecnologia de gaseificação da Siemens foi originalmente desenvolvida pelo Deutsches Brennstoffinstitut Freiberg, localizado em Freiberg na Alemanha, através do projeto para gaseificar o carvão local, do tipo marrom, de modo pulverizado, além de outras matérias sólidas. Isto ocorreu no ano de 1975. Em 1991, o Grupo Noell, a aprimorou de modo a torná-la apta a trabalhar com resíduos líquidos e lixo. Este gaseificador também era conhecido como *Babcock Borsig e Future Energy*, antes de ser adquirido pela Siemens, no ano de 2006. (DOE, 2010; BELL et al, 2011). Sua primeira demonstração ocorreu em 1984, onde gerava cerca de 200MW (BREAULT, 2010).

Este gaseificador da Siemens apresenta muitas similaridades com o gaseificador da GE, modelo *quench mode*, como a utilização do *quench* no resfriamento e solidificação do *slag*. Porém, há significativas diferenças, como por exemplo, a utilização do N_2 ou CO_2 na pressurização do *hoppers*. Esta pressão é em torno de 2.8MPa. O insumo utilizado é do tipo seco. Um gás combustível é utilizado para pré-aquecer o gaseificador (BELL et al, 2011, BREAULT, 2010; DOE, 2010).

O carvão e o O_2 são alimentados pelo topo do gaseificador (Figura C.8) que opera com temperaturas em torno de $1.400^{\circ}C$ (BELL et al, 2011; DOE, 2010).

Figura C.8 - Representação esquemática do gaseificador da Siemens

Fonte: (BREAULT, 2010; adaptação própria)

As principais características técnicas deste gaseificador são: insumo seco, injeção de O_2 , aquecimento no topo e *entrained-flow*. Os principais insumos que podem ser utilizados no processo são: desde carvão betuminoso até carvões de baixo *rank* (BREAULT, 2010).

C.5 KBR Transport Gasifier

O projeto do Transport Integrated Gasifier (TRIG) foi desenvolvido através de uma parceria entre a KBR e a Southern Company com o apoio do Departamento de Energia dos Estados Unidos. O principal objetivo do projeto era conceber um gaseificador que processasse carvão de baixa qualidade de uma forma economicamente viável, e, que pudesse ser destinado tanto a geração de energia elétrica como químicos e combustíveis (KBR, 2010).

Por esta razão, este gaseificador apresenta duas configurações. A primeira é denominada *air-blown*, que utiliza ar como reagente. Destinada a produção de energia elétrica, torna-se economicamente mais barata, pois não necessita da planta de separação do ar (ASU). A segunda opção, *oxygen-blow*, é destinada a produção de produtos químicos, combustíveis sintéticos e poligeração. Esta versão necessita de uma planta ASU (KBR).

É um gaseificador do tipo leito fluidizado circulante, e a parte principal do corpo do gaseificador é dividida em duas seções: a primeira é a zona de mistura, com diâmetro largo,

próxima ao fundo do gaseificador, e a segunda é a seção de pequeno diâmetro denominada tubo de subida (*riser*), localizada acima do topo do gaseificador. Quanto maior for o diâmetro da zona de mistura, menor será a velocidade do gás, o que permite mais sólidos voltarem a mistura, além de aumentar o tempo de retenção dos sólidos (BELL, et al, 2011)

O gaseificador é aquecido a partir do gás originado do queimador. O carvão tem de ser seco o suficiente para que a umidade superficial seja eliminada, e o carvão possa fluir facilmente pelo sistema de alimentação. A entrada de carvão no gaseificador localiza-se no topo, próxima a zona de mistura. Os sólidos grosseiros são removidos através da unidade de remoção de sólidos e recirculados pelo sistema de *loop* (BELL, et al, 2011). A Figura C.9 mostra a representação simplificada deste gaseificador.

Figura C.9 – Esquema simplificado do gaseificador de transporte da KBR

Fonte: (BELL et al, 2011; adaptação própria)

Gás e sólidos finos deixam a unidade de separação de sólidos, e seguem para uma primeira unidade de resfriamento de gás, onde há um dispositivo de controle de sólidos, que consiste

em um ciclone e um filtro a vela. Os sólidos remanescentes são removidos através de um banco (sequência) de filtros de tubos de metal sinterizado (BELL, et al, 2011).

A Tabela C.2 apresenta a composição do gás produzido pelo gaseificador da KBR, quando utilizado tanto o sistema *air-blown* quanto o com enriquecimento de O₂. Assim como ocorre em outros gaseificadores de leito fluidizado, a conversão de carbono é geralmente elevada tanto para carvão do tipo *low grade* quanto *high grade*. Durante a operação do gaseificador do tipo injeção de ar, a conversão de carvão do tipo betuminoso oscilou entre 84 a 90%, em torno de 95% para o sub-betuminoso e aproximadamente 97% para o linhito (BELL et al, 2011).

Tabela C.2 Composição do gás de entrada e do syngas produzido pelos gaseificadores da KBR

Composição do Gás de Síntese		
Componentes	Air-Blow	Rico O₂
	Mol%	Mol%
Ar	58	9,9
O₂	0	13,2
Vapor	7	36,4
N₂	35	40,5
Rise Exit Temp °C	916	907
Pressão (MPa)	1,55	1,26
Composição do Syngas		
Ar	0,5	0,1
CH₄	1,1	1,9
C₂H₆	0	0
CO	7,5	7,6
CO₂	8,5	12,8
H₂	6,7	12,6
H₂O	10,3	27,5
N₂	65,4	37,4

Fonte: BELL et al, 2011; adaptação própria

Este gaseificador apresenta como principais características técnicas: injeção de ar e/ou injeção de O₂, no *slagging gasifier* e leito fluidizado circulante. Os principais insumos que podem ser utilizados no processo são: carvões de baixa qualidade como linhito, sub-betuminoso e carvão com alto teor de cinzas.

C.6 Mitsubishi Heavy Industries (MHI)

O desenvolvimento do gaseificador teve início em 1980 (BELL et al, 2011. apud SAKAMOTO, 2008). No ano de 2007, entrou em operação em Nakoso, Japão, uma planta de demonstração que processa 1.700 t/d. Uma grande variedade de carvão incluindo betuminoso e sub-betuminoso, foi gaseificada com sucesso (BELL et al, 2011).

Conforme Bell et al (2011), o conceito do MHI é muito similar ao conceito do E-Gasifier (ConocoPhillips). Carvão e ar são alimentados próximo do fundo do gaseificador, e o gás de síntese aquecido em fluxo ascendente é utilizado para o processo de gaseificação do carvão que entra no gaseificador na segunda corrente. O gaseificador da ConocoPhillips apresenta os dois estágios de formas distintas e em zonas separadas fisicamente. Neste caso, a divisão em dois estágios é apenas visual. O resíduo carbonizado é separado do *syngas* que deixa a zona de redução de temperatura, e é destinado ao estágio de combustão.

Este é um gaseificador do tipo injeção de ar, alimentação por insumo seco e *mebrane wall*, e o *syngas* produzido contém em torno de 30% de CO e 10% de H₂. A empresa está desenvolvendo uma versão do tipo injeção de O₂. A Figura C.10 apresenta uma representação simplificada do gaseificador.

Figura C.10 Diagrama simplificado do gaseificador da Mitsubishi
 Fonte: (BELL, 2011; adaptação própria)

C.7 Lurgi Multi Purpose Gasifier (MPG)

Este gaseificador teve o seu desenvolvimento baseado no gaseificador de leito fixo da própria Lurgi. O principal desafio era fazer com que ele processasse vários tipos e combinações de sub-produtos originados na etapa de refino do petróleo. De acordo com o insumo utilizado, o gaseificador pode utilizar o ar ou o oxigênio como oxidante. A Figura C.11 mostra uma representação simplificada do gaseificador.

As principais características técnicas deste gaseificador são: injeção de ar ou injeção de O_2 , aquecimento pelo fundo e reator vitrificado. Os principais insumos recomendados são: coque de petróleo, carga de *slurry* de carvão, resíduos petroquímicos, ou uma mistura de carvão e coque de petróleo em qualquer proporção.

Figura C.11 Representação simplificada do gaseificador MPG

Fonte: (BREAULT, 2010; adaptação própria)

C.8 British Gas Lurgi Gasifier (BGL)

Este gaseificador surgiu através de uma parceria entre a Lurgi e a British Gas, cujo desenvolvimento iniciou-se em 1958, terminando em 1965. Pode ser considerado como uma versão *slagging* dos gaseificadores anteriores da Lurgi. (BREAULT, 2010) O primeiro gaseificador processava em torno de 100t/d. Atualmente, estes gaseificadores processam de 240 a 500t/d com pressão de operação variando entre 25 a 70bar (BELL et al, 2011).

Neste gaseificador, oxigênio e vapor são injetados no sistema através de bicos injetores localizados na zona de produção de *slag* (*slag zone*). O sistema de alimentação do

gaseificador utilizado é o padrão da Lurgi, ou seja, um *bunker* atmosférico equipado com uma válvula de bloqueio, responsável por equalizar o fluxo de carvão para o alimentador. Localizado no topo do alimentador há um agitador, o que permite a utilização de carvão do tipo *coal-caking*. O gaseificador BGL é representado através da Figura C.12.

Figura C.12 – Representação simplificada do gaseificador BGL

Fonte: (DOE, 2010; adaptação própria)

Como principais características deste gaseificador, destacam-se: insumo seco, injeção de O_2 , parede refratária. Os principais insumos recomendados para que sejam gaseificados são: grande variedade de carvão; resíduos de refino de petróleo, resíduos do lixo, pneus e resíduos de madeira.

C.9 Sasol-Lurgi Mark IV Gasifier

O gaseificador da Lurgi, denominado Mark IV, é uma evolução de seus anteriores, cuja numeração começou no I. Sua configuração é do tipo leito fixo de fundo seco (*fixed-bed dry botton – FBDB*), e foi desenvolvido por volta de 1930. O projeto foi desenvolvido em parceria com a empresa SASOL. Na sua planta localizada em Secunda, na África do Sul, há 80 destes gaseificadores em operação.

As principais características técnicas deste gaseificador são: insumo seco, injeção de O_2 , fundo seco. Já os principais insumos recomendados são: carvão de baixo *rank*, e permite mistura de 10% de biomassa na mistura do insumo. A Figura C.13 apresenta uma representação simplificada deste gaseificador.

Figura C.13 - Gaseificador Mark IV (SASOL-Lurgi)

Fonte: (BREAULT, 2010, adaptação própria)

C.10 Sasol-Lurgi Moving Bed

A Lurgi é uma das empresas mais antigas desenvolvedoras de tecnologia de gaseificação e continua na ativa neste setor. Desde os anos 1950 o desenvolvimento de alguns tipos de gaseificadores ocorre em parceria com a empresa sul-africana Sasol, relacionamento que teve início neste mesmo período, quando alguns gaseificadores foram adquiridos para equipar a primeira unidade operacional (BREAULT, 2010).

Não só durante o período de testes e comissionamento desta primeira planta, como também com o passar dos anos até os dias atuais, a Sasol ainda realiza melhorias e adaptações nos projetos de gaseificadores. Desde os anos 1960, os projetos são assinados como Sasol-Lurgi (BREAULT, 2010 e BELL et al, 2011).

Conforme Bell et al (2011), no ano de 2007, os gaseificadores projetados e construídos pela Sasol-Lurgi foram os mais utilizados ao redor do mundo. Um dos principais motivos desta tecnologia ser tão aceita pelo mercado está relacionado à grande variedade de carvão que pode ser processado pelo gaseificador (de antracito a linhito).

Uma das principais modificações, que a SASOL realizou neste gaseificador, foi a inserção de um alimentador pressurizado, pois como este opera com pressão acima da atmosférica,

através deste processo, o carvão já é adicionado ao sistema a mesma pressão de operação (BREAULT, 2010 e BELL et al, 2011).

O carvão é inserido em um *bunker* atmosférico localizado acima do gaseificador. Quando o *bunker* fica completo, uma válvula de fundo abre, permitindo que o carvão flua para o alimentador, até que esteja “cheio”, e a válvula feche. Na sequência, ocorre a pressurização do carvão, entre 2,4 a 3,5 MPa, no alimentador. Assim que a pressão de operação for atingida, o carvão é liberado através de uma válvula de bloqueio, fluindo para dentro do gaseificador. Tipicamente, cada batelada de carvão pesa em torno de 8 toneladas.

O carvão é mantido no gaseificador por cerca de uma hora, enquanto O_2 e vapor fluem no sentido contra-corrente. Conforme a Figura C.14, logo que o carvão entra no gaseificador passa pela zona de pré-aquecimento na qual ocorre o contato do *syngas* aquecido com o carvão. Na sequência, no meio do leito, ocorre a pirólise onde o alcatrão e *char* são produzidos. Já no final do leito, próximo à grade, tem-se a gaseificação. É exatamente nesta área que a temperatura é a mais alta, oscilando entre 615 a 760°C.

Figura C.14 Esquema de funcionamento do gaseificador Moving-Bed Sasol-Lurgi

Fonte: (BELL, et al 2011; adaptação própria)

O alcatrão e o gás de síntese produzidos fazem com que a temperatura fique em torno de 370 a 590°C. Comparado com outras tecnologias de gaseificação, a temperatura de operação deste processo pode ser considerada como relativamente baixa. Devido a este fator, o uso de paredes refratárias não é necessário neste tipo de gaseificador.

Como o leito é do tipo *free-flowing* somente carvão do tipo que não empedre pode ser utilizado, para que não ocorra a incrustação do carvão “derretido” ao longo do leito.

Normalmente, o tamanho ideal do carvão é entre 3 a 30mm. Não se recomenda o uso de carvão fino.

Este gaseificador produz uma quantidade considerável de alcatrão, fator que pode ser considerado um complicador para a operação. Os gases aquecidos que deixam o reator são resfriados com água de reciclo. O líquido resfriado passa por um processo de decantação para que se obtenha um líquido orgânico em que todo o alcatrão está concentrado em uma primeira camada, além de outra camada aquosa.

Conforme DOE⁵⁰ (2011) atualmente, há mais de 150 gaseificadores deste modelo em operação, ao redor do mundo. Estes concentram-se mais em localidades como África do Sul, China e Estados Unidos.

C.11 U-GAS Fluidized-Bed Gasifier

Desenvolvido pelo Gas Technology Institute em parceria com a empresa Synthesis Energy, este gaseificador tem como principal objetivo o processamento de todos os tipos de carvão e *blends* de carvão com biomassa. Na planta localizada na Província de Shandong, China, operada por esta tecnologia, iniciada em 2008, existem dois gaseificadores com capacidade de processamento de 400 t/d. Há outra planta em desenvolvimento, localizada também na China, na Província de Henan (BREAULT, 2010).

Este gaseificador utiliza um leito fluidizado borbulhante, trabalha pressurizado, e possui uma tela cônica na grade rotacional. Diagramas de processos simplificados que estão disponíveis na literatura não mostram injeção de oxigênio no espaço de bordo livre. Este gaseificador opera com pressões entre 0,3 a 3MPa e temperaturas que variam de 840 a 1.100°C (BELL et al, 2011).

Como principais características técnicas, este gaseificador apresenta: leito fluidizado, sistema de alimentação de insumo seco, injeção de ar ou injeção de O₂, cinzas de fundo que não empedram (*non-slagging botton ash*). Os principais insumos que podem ser utilizados são: carvão betuminoso, carvão com baixo *rank*, coque de petróleo, resíduos de carvão, biomassa e resíduos de lixo (BREAULT, 2010). A Figura C.15 mostra uma representação simplificada deste gaseificador.

⁵⁰ http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/gasifipedia/4-gasifiers/4-1-1-1_lurgi.html

Figura C.15 - Representação esquemática simplificada do gaseificador da U-Gas

Fonte: (BREAULT, 2010; adaptação própria)

C.12 Leito fluidizado: The Winkler Gasifier

Conforme DOE (2010), o Winkler Gasifier é uma das tecnologias de gaseificação mais antigas, com início em 1926, pela empresa alemã RheinBraun AG e processava o carvão do linhito. Aproximadamente, cerca de 16 plantas foram construídas, equipadas com cerca de 40 gaseificadores, desde de 1926.

Opera em uma pressão aproximadamente atmosférica e utiliza leito fluidizado borbulhante, e as dimensões do carvão utilizado podem variar de 1 a 8 mm. Conforme pode ser observado na Figura C.16, o carvão é inserido no *bunker* e depois despejado em um transportador do tipo rosca sem fim, através do qual o carvão é injetado no gaseificador. É importante ressaltar, que desde que o leito opere em pressão próxima a atmosférica, torna-se simples a utilização de um sistema de alimentação.

Figura C.16 Fluxograma simplificado de processo do gaseificador Winkler

Fonte: (BELL et al, 2011; adaptação própria)

O leito opera em torno de 100°C (BELL et al, 2011), podendo oscilar entre 800 a 900°C (DOE, 2007). Normalmente, este leito trabalha em temperatura bem próxima a limite, de modo a maximizar a conversão de carbono. Em alguns modelos de gaseificador, dependendo do insumo utilizado, a pressão de operação pode oscilar entre 25 a 30 bar.

C.13 High temperature winkler gasifier

O gaseificador High Temperature Winkler (HTW) foi desenvolvido entre os anos 1970 e 1980. Comparado ao modelo tradicional, a primeira diferença foi relacionada a pressão de operação, pois para este gaseificador fica em torno de 1MPa (BELL et al 2011, apud REZEMBRINK, W. et al, 1998). Esta mudança representou aumento na taxa de conversão de carbono.

Nos primeiros testes, desde os protótipos, planta piloto até a planta de demonstração, localizada em Breenrath, Alemanha, o insumo utilizado era o carvão. Somente após ininterruptas horas de funcionamento, que novos tipos de insumo foram testados, tais como lixo doméstico, resíduos de plástico, biomassa e lodo de esgoto. Porém, o processo admite como carga máxima horária de demais componentes, misturados com o carvão, até 50% do total de energia de entrada, o que equivale a 10 toneladas. Em 1989, a planta de demonstração foi integrada a planta de produção de metanol do grupo RWE (BREAULT, 2010).

Conforme apresentado na Figura C.17, a pressurização do gaseificador trouxe mudanças no sistema de alimentação de carvão no gaseificador. O carvão é carregado em um *bunker* a pressão atmosférica. Quando este *bunker* fica completo, um dos *lock-hoppers* é então

despressurizado, tornando-se apto a receber o carvão do *bunker*. Após completado, o *lock-hopper* é então pressurizado. O carvão flui, através de um sistema pneumático para um filtro, e deste para o gaseificador.

Figura C.17 – Diagrama simplificado do funcionamento do gaseificador HT Winkler

Fonte: (BELL et al, 2011; adaptação própria)

As principais características técnicas deste gaseificador são: leito fluidizado, injeção de O_2 ou injeção de ar, insumo seco, cinzas de fundo secas. E os principais insumos recomendados são: linhito, resíduos sólidos como lodo de esgoto, lixo doméstico, plásticos e biomassa (BREAULT, 2010).

C.14 Wheeler partial gasifier

Este gaseificador, que utiliza leito fluidizado circulante, apresentado na Figura C.18, pode ser considerado como de simples implementação. Os objetivos deste gaseificador apresentam-se como bem modestos. O carvão é parcialmente gaseificado, e o restante do material carbonizado é destinado a uma planta térmica que utilizava sistema de alimentação por pulverização de carvão. A taxa de conversão do carbono é em torno de 45 a 80% para o carvão betuminoso. Na planta Powder River Basin, carvão sub-betuminoso era usado e a taxa de conversão de carbono, registrada, foi de 80 a 90%, devido a alta reatividade do carvão de baixa (BELL, et al, 2011).

Figura C.18 Esquema simplificado do partial gasifier da Foster-Wheeler

Fonte: (BELL et al, 2011; adaptação própria)

O corpo do gaseificador consiste num tubo vertical. Carvão, ar e vapor são injetados no fundo do tubo, e a velocidade do gás é suficiente para arrastar os sólidos para cima. Próximo ao topo do gaseificador, o gás quente e a mistura sólida são enviados a um ciclone, de reciclo onde ocorre uma separação e os sólidos grosseiros retornam ao fundo do gaseificador através de uma tubulação específica. Tanto as tubulações, quanto o corpo do gaseificador e ciclone possuem paredes refratárias. Desta forma a reciclagem dos sólidos permite ao carbono não reagido, mais uma passagem pelo gaseificador de modo a tentar convertê-lo. A fração inerte dos sólidos de reciclo gera uma inércia térmica, que reduz as variações de temperatura do gaseificador (BELL, et al, 2011).

Os gases e os sólidos finos deixam o ciclone de reciclo e são resfriados no resfriador de *syngas*, e seguem para um ciclone de pré-limpeza que removerá a fração sólida dos resíduos carbonizados. Os resíduos que restarem no *syngas* serão removidos através do filtro de vela. (BELL, et al, 2011).

O gaseificador costuma operar com pressão entre 0,7 a 0,9MPa. Quando processa carvão betuminoso, sua temperatura oscila entre 995 a 1,065°C. Já para carvão sub-betuminoso, a temperatura fica em torno de 945 a 995°C. No momento, não há nenhum deste gaseificador atuando comercialmente. Há somente uma planta em escala piloto (BELL, et al, 2011).

APÊNDICE D – PRODUÇÃO DO SYNGAS A PARTIR DO GÁS NATURAL

A síntese de hidrocarbonetos, a partir da hidrogenação do monóxido de carbono (CO), foi descoberta em 1902 por Sabatier e Sanderens, que obtiveram metano (CH₄) através da passagem de hidrogênio (H₂) e monóxido de carbono (CO), por catalisadores a base de níquel, ferro e cobalto. A reação mostrou ser do tipo reversível. Através da passagem do metano por leito catalítico de níquel, uma mistura gasosa de hidrogênio e monóxido de carbono era obtida.

No mesmo período, foi realizada a primeira produção comercial de hidrogênio a partir do gás de síntese (*syngas*), sendo este obtido através da reforma a vapor do metano. No ano de 1910, Fritz Habber e Carl Bosch desenvolveram a síntese da amônia a partir do hidrogênio e nitrogênio, sendo, o primeiro, obtido a partir do gás de síntese. De acordo com Spath (2003), a primeira planta comercial de produção de amônia entrou em operação em 1913.

Durante a década de 1920, os cientistas Franz Fischer e Hans Tropsch iniciaram a produção de hidrocarbonetos líquidos a partir da conversão do gás de síntese, utilizando catalisador a base de ferro.

Muitos processos de obtenção de gás de síntese foram desenvolvidos na Alemanha, durante a I e a II Guerras Mundiais, quando os recursos naturais começaram a apresentar certa escassez, forçando a descoberta de novas rotas para a produção de amônia (destinada à fabricação de explosivos) e combustíveis em geral. Na ocasião, o gás de síntese era obtido através da gaseificação do carvão.

A partir de 1940, a indústria do petróleo passou a se desenvolver rapidamente, quando várias reservas foram descobertas. A produção de combustíveis, derivados de petróleo, tornou inviável a continuidade da fabricação de combustíveis sintéticos a partir do *syngas*. Metanol, amônia e hidrogênio continuaram a ser produzidos a partir do gás de síntese, o que fez com que os estudos para o aprimoramento destas tecnologias não parassem. Conforme a indústria de gás natural foi se desenvolvendo na Europa, a matéria prima destes processos passou a ser o metano. Desde a década de 1980, a maior parte do gás de síntese é produzida a partir do metano contido no gás natural (MARSCHNER; RENNER, 1994).

O gás de síntese é uma mistura composta por H₂ e CO, cuja razão estequiométrica varia de acordo com o processo utilizado e com a matéria da qual se origina o metano. Neste trabalho será considerado apenas o metano proveniente do GN. Em nenhum processo de obtenção do

gás de síntese, o rendimento é de 100%, podendo-se, então, encontrar metano não reagido, vapor de água e dióxido de carbono (CO₂) (HALDOR TOPSOE, 2003).

Atualmente, o uso principal do gás de síntese é na manufatura de amônia e metanol, na síntese de hidrocarbonetos via processos de Fischer-Tropsch, e na obtenção de hidrogênio que, dependendo do seu grau de pureza, pode ser utilizado em diversos setores industriais. Dentro do conceito de gás-química, um grau de pureza na ordem de 99%, permite o seu uso em processos internos desta planta, tais como: metanação e hidrogenação. A Figura D.1 mostra as principais aplicações do *syngas*. Não há informações disponíveis que quantifiquem o percentual de gás de síntese utilizado no processo GTL, portanto se torna plausível interpretar que o mesmo esteja incluso na classificação outros usos, que representa 6% do volume total.

Figura D.1 – Principais usos e aplicações do *syngas*
 Fonte: (GEROSA E MATAI, 2006)

Atualmente, a tecnologia industrial mais antiga e mais utilizada para a produção de gás de síntese, é a reforma catalítica do metano com vapor de água (LURGI AG, 2005). É um processo de alto custo industrial por ser endotérmico e por trabalhar com altas temperaturas (500 a 800°C). Essas condições reacionais levam à desativação do catalisador por deposição de carbono na sua superfície (formação de coque) (MARSCHNER; RENNER, 2002).

Há, também, outros processos para a obtenção do gás de síntese. Na oxidação parcial do metano (*Partial Oxidation* - POX), o catalisador de níquel (leito fixo) não é utilizado e o gás de entrada não necessita estar tão limpo quanto para o SMR. O POX catalítico requer uma matéria-prima com o mesmo grau de pureza quanto àquela requerida para o SMR. Estes dois últimos processos utilizam oxigênio (O₂) ou ar como reagente e, ambos podem constituir uma etapa sequencial do SMR, visando garantir uma menor quantidade de metano residual.

Ambos os processos, POX catalítico e POX não catalítico utilizam o O₂ ou ar enriquecido como reagente, ocorrendo a combustão espontânea do metano, tornando o processo exotérmico.

Normalmente, para a produção de amônia a partir do *syngas*, utiliza-se o ar como reagente. O nitrogênio presente no ar atmosférico é um dos componentes da molécula da amônia. Neste caso, o ar atmosférico é passado por uma unidade de tratamento, a fim de que ocorra a separação do O_2 , N_2 e dos gases inertes.

D.1 Reforma a vapor do metano

D.1.1 Histórico e evolução do processo

A BASF Group desenvolveu em 1920, um processo catalítico para a conversão endotérmica de hidrocarbonetos gasosos na presença de vapor de água e catalisador de níquel. Entre os anos de 1926-1928, esta lançou o processo de reforma a vapor através da catálise em fornalhas, utilizando reformadores tubulares (BASF Group, 2006). No início da década de 1930, o processo foi aplicado, comercialmente, em duas plantas nos Estados Unidos. A primeira delas visava obter hidrogênio a partir do gás natural; a segunda planta era voltada para a síntese da amônia a partir do gás natural. Na ocasião, o SMR era realizado a baixa pressão (entre 0,4-1,0 MPa) e temperatura de aproximadamente 800°C. Desde o início da década de 1950, até os dias atuais, o SMR tem operado com pressões acima de 4 MPa e temperaturas em torno de 900°C. (MARSCHNER; RENNER, 1994).

No início, as plantas, que utilizavam a SMR para a obtenção de *syngas* e H_2 , eram instaladas próximas às necessidades de consumo destes produtos. A partir de 1970, passaram a ser implantadas onde havia abundância da matéria-prima, o GN. Este é o caso de Trinidad & Tobago.

D.1.2 O processo

A SMR consiste na conversão do gás natural por reação com vapor de água em altas temperaturas em um processo catalítico. Tanto a alta temperatura quanto a grande quantidade de calor requeridas neste processo, são fornecidas através dos queimadores localizados no interior dos fornos, onde se encontram reatores tubulares, nos quais ocorre o processo de conversão. De acordo com dados da Haldor Topsoe (2004), o SMR é a tecnologia mais utilizada para a conversão do GN em hidrogênio e para a obtenção do gás de síntese, para a fabricação de amônia, metanol e outros insumos petroquímicos. Por este motivo, o SMR é o

processo que mais recebe atenção dos setores de desenvolvimento, visando à melhoria da sua eficiência.

Através do processo SMR, os hidrocarbonetos gasosos podem ser convertidos cataliticamente em H₂ e CO, ou seja, no gás de síntese, de acordo com a reação D.1:

Aplicando esta reação para o metano tem-se:

A reação é endotérmica e na maioria dos casos, ocorre à alta temperatura, baixa pressão e necessita de uma alta razão molar vapor: carbono, isto é, trabalha-se com excesso de um dos reagentes. Quando acontece o resfriamento da mistura gasosa, uma reação conhecida como *water shift gas* ou *shift gas conversion* ocorre. Esta reação acontece em reformadores específicos.

Na saída do processo de produção do *syngas*, sempre estará presente uma mistura de H₂, CO, CO₂ e CH₄, não reagido. A composição média do *syngas*, obtido através do processo SMR com reformadores tubulares, está apresentada na Tabela D.1.

Tabela D.1 – Composição média do gás de síntese

Composto	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
% Volume	73	16	7	4

Fonte: (MARSCHNER; RENNER, 2002)

O calor, requerido pelo processo, é obtido através do aquecimento indireto do reator tubular, onde está o catalisador de leito fixo de níquel, através do qual há a passagem do gás. Conforme Marschner (1994), a alta sensibilidade do catalisador requer concentrações de

compostos sulfurosos menores que 0,5 ppm. Porém, esta quantidade pode variar de acordo com o processo escolhido.

O metano, que entra no processo, é misturado com vapor de água na razão vapor-carbono de 2,5-4,5 mol (MATAR, 2000). Uma etapa opcional de pré-aquecimento pode ser realizada e a mistura é enviada ao primeiro reformador. Normalmente, considerando-se uma configuração padrão, o primeiro reformador contém cerca de 400 tubos, cujo comprimento varia de 10 a 12 metros, com 75 a 140 cm de diâmetro interno e 11 a 18 mm de espessura, arranjos verticalmente dentro de um forno, que possui vários queimadores responsáveis pelo aquecimento e manutenção da temperatura de processo (BAKEMEIER, 1994). De acordo com as empresas Lurgi AG (2003) e Haldor Topsoe (2003), estas configurações podem sofrer variações.

Conforme apresentado na Tabela D.1, existe neste processo uma porcentagem de 4 a 10% em volume de metano. Pressão, temperatura e razão molar vapor-carbono são as variáveis que influenciam estes valores. De acordo com Marshner; Renner (1994), em alguns casos, o valor do metano residual pode chegar até 30% do volume. Entretanto, os autores não especificam em quais casos, nem em que condições isto ocorre.

Nas condições usuais, com o volume de metano residual na faixa de 4-10%, é necessário que o gás de síntese seja submetido a outro processo para reduzir esta taxa. Normalmente, o que se faz é utilizar a oxidação parcial do metano no segundo reformador. O produto final, a ser obtido, é que determinará o reagente a ser usado: ar ou O_2 , e, a necessidade da presença ou não de catalisador. Neste trabalho serão utilizados um processo endotérmico (SMR) e um exotérmico (POX); pode-se considerar esta sequência como autotérmica, embora existam reformadores específicos para este processo, onde o SMR e o POX acontecem simultaneamente.

O gás de síntese, dentro do primeiro reformador, atinge uma temperatura em torno de 600°C (temperatura média da reação) (MARSCHNER; RENNER, 2002), sendo que, na saída deste, o gás de síntese atinge uma temperatura média de 830°C. O produto obtido é combinado com O_2 ou ar e pré-aquecido. Uma parcela da mistura gasosa é queimada através de combustão espontânea e a temperatura média da mesma na saída do segundo reator, eleva-se em torno de 1200°C. A partir deste momento, a conversão do metano ocorre, adiabaticamente, no leito catalítico de níquel. Na saída do processo, a temperatura do gás de síntese está por volta de 1200°C, contendo de 0,2 a 0,3% de metano residual, faixa de valor aceitável para vários processos subsequentes.

O catalisador do reformador secundário e o revestimento do refratário devem ser praticamente isentos de sílica, cuja presença pode gerar compostos, que se depositarão ao longo do reator, gerando perdas de calor durante o processo.

D 1.3 Razão molar água:carbono

No processo SMR é necessário que se trabalhe com o excesso de um dos reagentes, no caso, o vapor, para deslocar o equilíbrio químico no sentido direto, ou seja, seguindo o princípio de Le Chatellier. De acordo com Marschner e Renner (1994) e Hydrocarbon Processing – Gas Processes (2002), o excesso não deve alterar ou prejudicar o resultado do processo. Para efeito de desenvolvimento metodológico e demonstração de cálculos, o valor utilizado será 3,0. A análise da reação D.4 mostra que se têm 2,0 mols de excesso de vapor de água. A razão estequiométrica de entrada varia de acordo com o que se deseja obter na saída do processo.

Outra razão, pela qual se deve utilizar um excesso de vapor, é a de prevenir a deposição de carbono na superfície do catalisador presente nos tubos do primeiro reformador; esta deposição poderia causar um fenômeno conhecido como *hot-spot*, o que reduziria a vida útil deste.

D.2 Oxidação parcial do metano – POX

O processo de oxidação parcial é uma reação de hidrocarbonetos com certa quantidade de oxigênio, insuficiente para que aconteça a combustão completa, que ocorre na faixa de temperatura 1100-1600°C e com pressões de até 15 MPa (150 atm). Esta operação é classificada como um processo contínuo e é descrito por três reações básicas (D.5, D.6, D.7):

Aplicando estas reações para o metano têm-se:

A quantidade mínima requerida de O_2 , para que ocorra a conversão completa do hidrocarboneto, está indicada na reação D.8.

Para evitar uma temperatura excessiva no processo, adiciona-se vapor, que reage com os hidrocarbonetos de acordo com a reação D.9 (endotérmica). Este procedimento, porém, resulta numa maior formação de hidrogênio quando comparado ao processo ocorrido, de acordo com a reação D.8.

Independentemente da natureza da matéria-prima, os compostos de entrada (contendo carbono, hidrogênio, oxigênio e compostos sulfurosos), depois de atingir o equilíbrio químico e termodinâmico, serão totalmente convertidos em monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrogênio, água, metano, ácido sulfídrico e COS.

O deslocamento (reação D.11), equilíbrio do metano (reação D.12), equilíbrio do ácido sulfídrico (reação D.13), produção e equilíbrio de CO_2 (reações D.14 e D.15) são as variáveis capazes de alterar o tempo padrão, a fim de que o equilíbrio do processo seja atingido, bem como influenciar na estequiometria de saída.

Todas estas reações ocorrem, compulsoriamente, no interior do reator. A ocorrência e o que diferencia os dois tipos de oxidação parcial, é a presença ou não de catalisador a base de níquel.

Para unidades não catalíticas, as reações de D.11 até D.15 ocorrem e a temperatura de saída da mistura gasosa tende a ser mais alta. Neste tipo de processo, é necessária a instalação de unidades de remoção de CO₂ e compostos sulfurosos antes do envio do *syngas* para as unidades de produção de amônia e metanol.

Nas unidades de POX catalítico, a matéria-prima de entrada deve estar isenta de compostos sulfurosos, já que estes danificam o catalisador. A presença do catalisador faz com que a temperatura do processo seja um pouco mais baixa. Desta forma, a temperatura de saída da mistura gasosa é de aproximadamente 1.000°C.

No caso do modelo proposto neste trabalho, a primeira unidade de transformação do metano é o SMR; a matéria-prima de entrada será considerada isenta de compostos sulfurosos, portanto a reação D.13 não ocorrerá.

D.3 Reforma Autotérmica – ATR

No processo ATR, o gás natural é queimado e reagido de forma simultânea com oxigênio e vapor de água. Esta mistura gasosa é enviada a um leito catalítico de níquel. O agente oxidante utilizado, pode ser ar atmosférico ou oxigênio puro.

Analisando-se o ATR sob os aspectos relacionados às condições de processo tais como, temperatura e pressão, nota-se seu posicionamento entre o SMR e o POX. Seus valores típicos para temperatura e pressão estão na faixa de 2 a 4 MPa e 800-1.000°C, respectivamente (MARSCHNER, 2002). Outras fontes de pesquisa consultadas, tal como Chen (2005), apontam temperaturas de até 1.200°C.

A reação de combustão ocorre rapidamente e gera elevada temperatura no interior do reator. Este processo tem como vantagem, a produção de um *syngas* ideal para vários processos posteriores de conversão. Como o processo exige a injeção de oxigênio, é recomendável que exista uma planta de separação e limpeza do ar atmosférico (ASU), o que encarecerá o projeto. A necessidade está relacionada ao uso final do *syngas* produzido.

Visto que o processo ATR consiste na combinação do POX catalítico com o SMR, o calor liberado em cada reação atribui uma característica muito peculiar à operação como um todo, tornando-a energeticamente mais eficiente.

O calor requerido no processo, conforme NAE (2004), é obtido através da combustão parcial do metano. O reformador consiste em um reator cerâmico alinhado a uma zona de combustão combinada com uma zona catalítica, na qual se encontram os leitos catalíticos de níquel. O calor gerado na zona de combustão é transferido para a zona catalítica através da própria corrente gasosa interna do reator, fornecendo dessa forma, o calor necessário para que ocorra a reação de reforma a vapor (NAE, 2004).

O POX catalítico é uma reação exotérmica, com $\Delta H = -36 \text{ kJ/mol}$ na condição padrão, cujo calor liberado pode ser transferido e utilizado pelo SMR, uma vez que os dois processos, POX e SMR, ocorrem no mesmo reator.

De acordo com Chen (2005), quando o processo ATR é realizado nas condições ideais de operação, com uma quantidade precisa e correta de ar, combustível e vapor, a eficiência teórica pode ser maior que a do processo SMR convencional (93,9% contra 91,7%). Porém, de acordo com Marschner (2002), a eficiência térmica⁵¹ está em torno de 88,5%. Esta mesma comparação, quando feita para o processo SMR, mostra um valor em torno de 81%, incluindo o hidrocarboneto utilizado como combustível nos queimadores, e em torno de 83,5% para o POX.

Uma vantagem do processo ATR é a sua flexibilidade para as matérias primas de entrada, pois é possível trabalhar tanto com hidrocarbonetos gasosos, os denominados leves, quanto os mais pesados, tais como a nafta petroquímica, gasolina e óleo diesel.

Entre os processos SMR, POX (catalítico e não catalítico) e o ATR, este último é o mais recente; o que mais precisa ser aperfeiçoado. De acordo com Chen (2005), grandes evoluções poderão surgir com respeito à redução da relação oxigênio: carbono. Isto deverá significar uma redução na temperatura do processo (atualmente é em torno de 1200°C). O ideal seria ter-se 650-900°C. O autor também aponta que avanços nas pesquisas dos catalisadores deverão reduzir o tempo de residência nos reatores.

Ainda conforme Chen (2005), existem algumas patentes para processos ATR em reatores do tipo *air-blown* que utilizam o ar em vez de oxigênio, dispensando as unidades de tratamento de ar. Entretanto, o *syngas* produzido, apresenta um elevado percentual de nitrogênio, exigindo um processo de purificação.

⁵¹ Razão do teor de carbono da reforma do gás para que o hidrocarboneto utilizado na alimentação seja consumido, ambos a temperatura de 0oC

ANEXO E – DESCRITIVO DOS PROCESSOS DE OBTENÇÃO DOS PRODUTOS

E.1 Produção de óleo lubrificante, óleo diesel e nafta

O primeiro passo para a produção de lubrificantes, óleo diesel e nafta, através do refino de petróleo, é a obtenção das frações compreendidas na faixa do gasóleo. Diversos outros processos de tratamento podem ser necessários para garantir a qualidade do produto final. No descritivo resumido apresentado, considera-se apenas a produção do óleo básico, ao qual poderão ser adicionados aditivos.

Como há muitos tipos de lubrificantes disponíveis atualmente no mercado, as refinarias optaram pela produção dos óleos lubrificantes básicos, sendo estes obtidos em algumas faixas de viscosidade. Conforme PETROBRAS (2008), a combinação de certos aditivos existentes, resulta em uma grande quantidade de tipos de óleos lubrificantes.

O tipo do óleo lubrificante, parafínico ou naftênico, será determinado de acordo com o tipo do petróleo que for utilizado para a sua produção. Conforme PETROBRAS (2008), o petróleo aromático não deve ser utilizado com esta finalidade, pois o rendimento de seu processo é muito baixo, podendo inviabilizar a sua produção.

As principais características do óleo de origem naftênica são: baixo ponto de fluidez, baixo índice de viscosidade e elevado poder de solvência. Conforme Belmiro e Carreteiro (2006), estas características permitem a utilização na formulação de óleos de lavagem (*flushing*), como por exemplo, óleos para compressores frigoríficos e óleos para lubrificação em condições de baixa temperatura. Estes, destinados, inclusive a aplicações onde possa ocorrer perda total do lubrificante, durante o processo de lubrificação (ausência de recirculação), são os mais baratos do mercado.

De acordo com PETROBRAS (2008), como o Brasil apresenta elevado consumo de óleo lubrificante automotivo, a estrutura nacional está maximizada à produção de óleos básicos parafínicos. Somente a unidade, denominada Lubrificantes e Derivados de Petróleo do Nordeste (LUBNOR), tem capacidade de produzir os óleos básicos naftênicos. Ainda de acordo com PETROBRAS (2008), para que os óleos básicos tenham as propriedades de lubrificantes acabados, devem ser submetidos as seguintes etapas de refino: destilação atmosférica, destilação a vácuo, desasfaltação, desaromatização, desparafinação e hidroacabamento.

As unidades de destilação atmosférica e a vácuo para a produção de lubrificantes são muito semelhantes às utilizadas na produção de combustíveis, porém a principal diferença está no tipo de petróleo utilizado. A segunda trabalha com vários tipos de petróleo de forma simultânea, a primeira não, visto que existe a necessidade de manutenção da carga constante visando a qualidade do produto final.

Conforme PETROBRAS (2008), a segunda diferença encontra-se na unidade de vácuo. A unidade destinada a produção de combustíveis opera com apenas uma torre e desta saem apenas dois cortes de produtos, gasóleo leve e gasóleo pesado, e o produto de vácuo é destinado a produção de asfalto e óleo combustível. No caso dos lubrificantes, são duas torres operando conjuntamente, em pressões mais baixas e fracionando o resíduo atmosférico em quatro cortes destilados: spindle, neutro leve, neutro médio e neutro pesado e um produto de fundo, o qual é destinado a unidade de desasfaltação. Desta unidade são extraídos os cortes brighth stock ou cylinder stock.

No processo de refino para a obtenção dos três produtos, lubrificantes, óleo diesel e nafta, o petróleo antes de ser enviado à unidade de destilação atmosférica é submetido a um processo denominado dessalgação, onde ocorrerá a remoção de sair, água e partículas sólidas que estejam em suspensão.

E.1.1. Destilação atmosférica

A destilação atmosférica comum a todas as refinarias, é um processo físico de separação, constituindo-se na primeira etapa do refino de petróleo.

Salvo pelo fato de a unidade de lubrificantes trabalhar com apenas um único tipo de petróleo, o processo de destilação atmosférica para a produção de combustíveis e lubrificantes é basicamente o mesmo.

Uma seção de destilação atmosférica é composta por itens como: fornos, torres, unidades de dessalgação e equipamentos de pré-aquecimento (SZKLO, 2007).

Antes de o petróleo ser enviado a torre de destilação, primeiramente passa por duas etapas de pré-aquecimento. A primeira delas é realizada logo após a dessalgação, através de um sistema de trocadores de calor. Quanto maior a temperatura atingida neste ponto, menor será o gasto de combustível na fase seguinte (SZKLO, 2007).

Para que o petróleo atinja a temperatura ideal de separação das frações na destilação atmosférica, é necessário que logo após o pré-aquecimento, a carga seja enviada a um forno

tubular, onde receberá energia suficiente para atingir uma temperatura em torno de 400°C⁵² (SZKLO, 2007).

Conforme PETROBRAS (2008), na saída dos fornos e na entrada da torre, com temperatura próxima aos 400°C, boa parte do petróleo encontra-se vaporizado. O ponto de entrada da torre é conhecido como “zona de *flash*”, local onde o petróleo divide-se em duas correntes: uma constituída de frações vaporizadas que sobem para o alto da torre, e outra com as frações líquidas que seguem para o fundo da torre.

Conforme Dantas e Gurgel (2008), destilação é o processo básico de separação do petróleo, que consiste na vaporização e posterior condensação dos componentes do petróleo bruto⁵³, devido a ação de temperatura e pressão. O processo baseia-se nas diferenças dos pontos de ebulição de cada corte do petróleo.

É durante este caminho que as frações do petróleo separam-se. A torre de destilação atmosférica é preenchida com pratos, onde de acordo com seu ponto de ebulição, os produtos encaminham-se para as saídas laterais da torre.

Normalmente, pelo topo da torre tem-se a saída de vapores de nafta leve, GLP. Estes serão condensados para que posteriormente possam ser separados. Já a parte da carga inicial que não foi fracionada em nenhum produto, é conhecida como resíduo atmosférico (RAT) (PETROBRAS 2008; SZKLO, 2007).

Do RAT ainda podem ser retirados diversos produtos, e ela será a carga inicial de trabalho da próxima etapa do processo do refino, denominada, destilação a vácuo.

A Figura E.1 apresenta o diagrama da destilação atmosférica, indicando, as frações de saída e seus respectivos pontos de ebulição.

Figura E.1 – Diagrama da Destilação Atmosférica

Fonte: (Elaboração Própria)

⁵² Esta é a máxima temperatura a que o petróleo pode ser submetido para que se tenha o melhor rendimento na decomposição térmica do petróleo. Acima desta temperatura, terá início a decomposição das frações mais pesadas do óleo bruto, mesmo dentro do forno.

⁵³ Mesmo sendo submetido ao processo de dessalgação, ainda há presença de impurezas no petróleo.

É importante ressaltar que para cada fração de produto que for obtida neste processo, como por exemplo, nafta pesada, querosene, diesel leve, diesel pesado, entre outros, são enviados a unidades de retificação do produto com o objetivo de melhorar a sua qualidade. Caso este produto ainda não seja o final, será direcionado a um dos *blends* da refinaria, para a composição de um produto final (SZKLO, 2007; DANTAS E GURGEL, 2008).

De um modo resumido tem-se que: o petróleo primeiramente é pré-aquecido e encaminhado a unidade de dessalgação, onde a água salgada e os sedimentos são retirados do petróleo através da ação de um campo elétrico. O petróleo “doce” passa por mais uma etapa de pré-aquecimento, que ocorre por troca de calor, enquanto é destinado ao forno, onde será aquecido a uma temperatura próxima de 370°C, seguindo para a torre da destilação atmosférica.

Nesta torre ocorre a separação das frações, processo realizado através do ponto de ebulição de cada uma destas frações. Logo no início, pela lateral da torre, quatro produtos são extraídos: diesel pesado, diesel leve, querosene e nafta pesada. Estes produtos são encaminhados para as torres retificadoras, onde haverá uma melhor separação entre eles. Pelo topo da torre, tem-se a saída de uma mistura gasosa composta de vapores de nafta leve e GLP (propano e butano), que é destinada a torre estabilizadora. O resíduo de fundo será enviado a torre de destilação a vácuo para que novamente ocorra a separação em frações dos produtos (SZKLO, 2007; NETO E GURGEL 2008).

E.1.2 Destilação a vácuo

E.1.2.1- Produção de Lubrificantes

Conforme PETROBRAS (2008), até a etapa anterior os processos para produção de lubrificantes e de combustíveis eram iguais, mas a partir da destilação a vácuo estas diferenças começam a se acentuar.

A destilação a vácuo para a produção de óleo básico é dividida em duas etapas; primária e secundária, visando uma boa separação entre os cortes. Inicialmente o resíduo atmosférico passa pelo forno de vácuo primário. Desta forma os componentes leves se vaporizarão, saindo pelo flash da torre primária. Nesta mesma torre retiram-se as frações: gasóleo leve (que será adicionado ao *pool* do diesel), *Spindle*, neutro leve, neutro médio e parte do neutro pesado, além do resíduo de fundo que será enviado a segunda torre de destilação atmosférica.

De acordo com PETROBRAS (2009), o acerto da viscosidade de cada produto retirado é feito a partir do controle de vazão de cada um destes produtos. As frações leves que poderiam comprometer o ponto de fulgor e reduzir a viscosidade de cada corte, são eliminadas nas torres de retificação através da injeção de vapor de água.

O resíduo de fundo da torre primária, contém frações de lubrificantes que só se vaporizam a pressões ainda mais baixas⁵⁴. Por esta razão que na torre secundária consegue-se vaporizar o restante do neutro pesado que está presente no resíduo de fundo da primeira torre. A temperatura de operação é em torno de 370°C.

Conforme Petrobras (2009), os cortes laterais produzidos nas duas torres devem apresentar viscosidades de acordo com a Tabela E.1.

Tabela E.1 – Viscosidade dos Lubrificantes

Produto	Faixa de Viscosidade (SSU)
Spindle	30 - 45
Netro Leve	37 - 52
Neutro Médio	48 - 64
Neutro Pesado	64 - 85

Fonte: (PETROBRAS, 2008)

Os cortes laterais, produzidos nas duas torres, devem ser posteriormente processados de forma individual nas unidades de tratamento de lubrificantes. Já o resíduo de vácuo da torre secundária será enviado a unidade de Desasfaltação.

E.1.2.2 - Produção de óleo diesel e nafta petroquímica

O RAT é um corte de alta massa molar, e baixo valor comercial, conforme PETROBRAS (2008). Sua única aplicação seria como óleo combustível, porém, guarda dentro de si, inúmeras frações de alto valor comercial, como gasóleo leve e gasóleo pesado. Porém, através da destilação atmosférica, estas frações não podem ser obtidas (principalmente devido ao limite imposto pela temperatura de 400°).

O RAT é enviado como carga para a unidade de destilação a vácuo.

⁵⁴ Torre primária com pressão de 112mmHg(2,16psgi) e torre secundária com pressão de 85mmHg (1,6 psgi), ambas são pressão de operação nas imediações da zona de flash.

O principal objetivo desta etapa do processo de refino, é que através da redução da pressão de operação da torre de destilação, haverá uma consequente redução da temperatura de ebulição (e corte) em cada uma das frações que se encontram no RAT.

Importante salientar que após a saída da destilação atmosférica, o RAT é enviado aos fornos da seção de vácuo para elevação de sua temperatura (SZKLO, 2007 e PETROBRAS, 2008).

Neste processo de destilação a vácuo, não existe retirada de produto de topo⁵⁵, havendo somente duas retiradas laterais: gasóleo leve e gasóleo pesado (DANTAS e GURGEL, 2008).

O primeiro é um produto um pouco mais pesado que o óleo diesel (podendo a este ser misturado). O segundo apresenta grande importância, pois será destinado a unidades de craqueamento ou pirólise, para que se obtenha mais produtos finais.

Algumas vezes o gasóleo leve pode ser misturado ao gasóleo pesado e seguir o mesmo caminho. A Figura E.2 apresenta o diagrama do processo de destilação a vácuo.

Figura E.2 – Diagrama do processo de destilação a vácuo

Fonte: (Elaboração Própria)

O produto de fundo da Destilação a Vácuo é conhecido como Resíduo de Vácuo e é composto de hidrocarbonetos com elevadas massas molares e uma boa presença de impurezas. Conforme sua especificação, pode ser comercializado como óleo combustível ou como asfalto (NETO e GURGEL, 2008). Mas, normalmente é utilizado como carga para as unidades de craqueamento, de modo a maximizar a produção de combustíveis.

E.1.3 - Desasfaltação a propano

As etapas anteriores conseguem retirar do petróleo somente as frações que possuam baixa e média viscosidade. Já as frações com alta viscosidade, que também apresentam grande valor

⁵⁵ Como “produtos de topo” tem-se a saída de condensados, água ácida e gás combustível.

comercial, estão nos resíduos de vácuo, onde também estão presentes resinas e betume asfáltico. Tais frações não podem ser recuperadas nos processos de destilação a vácuo, pois seriam exigidas temperaturas acima de 400°C, e pressões muito baixas, o que tornaria o processo inviável técnica e economicamente.

O principal objetivo da desasfaltação a propano é a produção de gasóleo pesado, altamente parafínico e com reduzidos teores de metais, enxofre e resinas betuminosas. O propano, neste caso, age como se fosse um solvente. As principais etapas deste processo são: extração, recuperação de extrato e recuperação de refinado. Tal sequência é apresentada na Figura E.3

Figura E.3 - Diagrama esquemático da desasfaltação a propano

Fonte: (PETROBRAS, 2008)

A próxima etapa é conhecida como desparafinação a MEK-Tolueno (metiletil-cetona-tolueno) e tem como principal objetivo a remoção de determinados compostos parafínicos⁵⁶ que se caracterizam por possuir um elevado ponto de fluidez. A remoção destes compostos é necessária, pois podem gerar dificuldade no escoamento dos óleos lubrificantes, principalmente quando utilizados em clima frio e na partida do equipamento (PETROBRAS, 2009).

Este processo de remoção também é feito com a utilização de solventes. Seu uso é recomendado por facilitar o escoamento na unidade, principalmente pelo fato de esta operar a baixas temperaturas, condição necessária para a cristalização e eliminação das parafinas através do processo de filtração.

Conforme PETROBRAS (2009), o solvente ideal para este processo seria aquele que ao mesmo tempo em que diluísse todo o óleo, precipitasse toda a parafina. O propano é um dos poucos solventes que poderia atingir estes objetivos. Mas, ainda de acordo com PETROBRAS

⁵⁶ Conhecidas como n-parafinas

(2009), a união balanceada de um solvente com um anti-solvente, também pode se aproximar deste objetivo.

A mistura MEK-Tolueno mostra-se adequada visto que o primeiro dissolve muito pouco o óleo e as parafinas a baixas temperaturas, fazendo com que estas se cristalizem e sejam removidas com processo de filtragem. Já o segundo, dissolve muito bem o óleo, mantendo a mistura toda fluida a baixas temperaturas (PETROBRAS, 2009).

E.1.4 Hidrotratamento de lubrificantes e parafinas

Na produção de lubrificantes, esta é a última etapa do processo, na qual são obtidos os lubrificantes básicos e parafinas. Conforme PETROBRAS (2009), o hidrotratamento é definido como um processo de refino com hidrogênio, cuja finalidade é estabilizar um determinado corte de petróleo, ou eliminar compostos indesejáveis do mesmo. A estabilização é conseguida através do processo de hidrogenação de determinados produtos reativos, como por exemplo as mono-olefinas. Dentre os compostos indesejáveis que podem ser removidos com a hidrogenação, encontram-se enxofre, nitrogênio, oxigênio, halogênios e metais.

O processo de hidrotratamento pode ser aplicado a qualquer fração do petróleo, desde as mais leves como gases e nafta até parafinas e resíduos atmosféricos. De acordo com PETROBRAS (2008), quanto mais pesada a fração a ser tratada, e quanto maior a quantidade de impurezas que se deseja remover, mais altas serão as condições de temperatura e pressão. A Figura E.4 apresenta o diagrama esquemático do processo de hidrotratamento.

No caso dos lubrificantes, o hidrotratamento será mais voltado a remoção de compostos como nitrogênio, enxofre e oxigênio, que são responsáveis pela rápida deterioração do óleo, enquanto que o enxofre pode tornar o óleo corrosivo.

Figura E.4. - Diagrama esquemático do hidrotratamento dos lubrificantes
 Fonte: (PETROBRAS, 2008)

E.2 Produção de óleo diesel

No caso da produção do óleo diesel através do refino do petróleo, as primeiras etapas que ocorrem, após o pré-tratamento do petróleo e seu pré-aquecimento, são destilação atmosférica e destilação a vácuo, exatamente como ocorre para o óleo lubrificante. As diferenças de processo entre estes dois produtos, ocorrem após a destilação a vácuo, em que os mesmos passam a seguir rotas distintas.

E.2.1 Craqueamento catalítico

Este processo também é conhecido como *Fluid Catalytic Cracking* (FCC). O principal objetivo deste processo é promover a ruptura (*cracking*) das cadeias moleculares, obtendo-se hidrocarbonetos de cadeias menores, que serão posteriormente separados.

Para que esta atividade ocorra, a carga⁵⁷ é submetida a ação de catalisadores a alta temperatura. Este processo tem como principal finalidade a produção de GLP e nafta, porém produtos mais pesados também são formados, além do coque de petróleo, um resíduo que se deposita nos catalisadores, e possui elevado teor de carbono (SZKLO, 2007). Este coque é um subproduto da refinaria, pois durante sua remoção dos catalisadores, que ocorre através de um processo de queima, o mesmo já gera energia para a unidade de FCC.

E.2.1.1 - Principais Características da Carga do FCC

Normalmente a carga utilizada nas unidades de FCC é o gasóleo produzido na destilação atmosférica e o óleo desasfáltico. Além desta combinação, há uma grande variedade de outros cortes de petróleo que podem ser submetidos à quebra catalítica. Porém, mesmo com a flexibilidade apresentada pela unidade de FCC, também apresenta algumas limitações. As propriedades que exercem maior influência no processo, conforme Petrobras (2008) e Dantas e Gurgel (2008) são:

- a) Faixa de Destilação: limite inferior em torno de 320°C. Compostos que tem ponto de ebulição abaixo desta temperatura exigem tratamentos mais severos. Frações muito pesadas não apresentam bom rendimento, formando apenas

⁵⁷ Gasóleo proveniente da Destilação a Vácuo.

coque e gás combustível. Normalmente a faixa de destilação fica em torno de 340°C a 650°C.

- b) Resíduo de Carbono: está relacionado à formação de coque, portanto o resíduo de carbono deve ser baixo, de modo a minimizar a quantidade de coque produzido. É aconselhável que o resíduo de carbono seja menor que 1,5% em massa.
- c) Fator de Caracterização (K_{uop}): quanto mais parafínica a carga, mais facilmente ocorrerá o craqueamento, o que representa um fator de caracterização mais baixo, exigindo condições menos severas no processo. A recomendação das empresas desenvolvedoras da tecnologia FCC é que o K_{uop} seja maior que 11,5.
- d) Teor de Metais: a somatória de todos os metais presentes na carga a ser processada no FCC deve ser menor que 5ppm⁵⁸. Os metais afetam a atividade e seletividade dos catalisadores, acabando por envenená-los, reduzindo sua vida útil.

E.2.1.2 - Produtos do Craqueamento Catalítico

A carga submetida ao processo de FCC, assim como as etapas anteriores de destilação atmosférica e destilação a vácuo, também gera produtos “finais” em suas frações (PETROBRAS, 2008).

- a) Gás Combustível⁵⁹: mistura gasosa composta de hidrogênio, metano, etano e eteno. Normalmente utilizada como combustível dentro da própria refinaria;
- b) GLP ⁶⁰(correntes de propano e butano): a unidade de FCC é uma das maiores produtoras de GLP, dentro de uma refinaria. Porém, dependendo do destino final do produto, pode haver a separação deste em correntes de propano e butano;
- c) Nafta: como principais características, a nafta da unidade de FCC, normalmente apresenta alto teor de olefinas, isoparafinas e aromáticos;
- d) Gasóleos (leve e pesado): são os resquícios da carga inicial da unidade de FCC que não foram craqueados no processo.

⁵⁸ Recomendação da PETROBRAS para limitação de metais na carga do FCC: $Fe + V + 10(Ni + Cu) < 5ppm$.

⁵⁹ Apresenta altos teores de H_2S , sendo necessário tratamento (normalmente com DEA). Em alguns casos é possível a recuperação do eteno.

⁶⁰ Também necessita o Tratamento DEA (remoção de H_2S). Na sequência é submetido ao Tratamento Cáustico, para remoção de mercaptanas.

- e) Coque: resíduo que se deposita nas superfícies dos catalisadores e apresenta alta massa molar e elevado teor de carbono, normalmente acima de 90%.

E.2.2 – Reformação catalítica

Este processo também tem como objetivo o rearranjo das moléculas das frações de petróleo, buscando sua melhor valorização. Pode ser ajustado tanto para a obtenção de produtos com alta taxa de octonagem ou para a produção de um produto rico em hidrocarbonetos aromáticos (benzeno, tolueno e xileno).

Normalmente a carga utilizada para este processo é a nafta⁶¹. Neste processo a carga é posta em contato com um catalisador, geralmente feito de platina⁶² e também com o hidrogênio. As condições de operação ficam em torno de 470°C a 530°C com pressão entre 10 a 14 kg/cm² (PETROBRAS, 2008).

Como consequência tem-se o acontecimento de uma série de reações químicas bem complexas, que resultarão em uma gama de produtos de hidrocarbonetos aromáticos, frações leves (como GLP, por exemplo), hidrogênio e coque de petróleo. As unidades de Reformação Catalítica são compostas de três etapas denominadas: pré-tratamento, reformação e estabilização⁶³ (SZKLO, 2007).

E.2.3 Processos térmicos de conversão

Assim como os processos catalíticos de conversão, os processos térmicos apresentam como principal objetivo, converter as frações pesadas de petróleo em cortes mais leves, agregando, assim maior valor aos mesmos. Os principais agentes desta conversão são a temperatura e pressão.

Há três processos térmicos de conversão: craqueamento térmico, viscorredução e coqueamento retardado. Todos se baseiam no princípio de quebrar as cadeias grandes em cadeias menores, através de condições muito severas, em que temperatura e pressão são muito elevadas. Todos produzem, em paralelo, uma parcela de coque de petróleo. A principal

⁶¹ No Brasil, as refinarias não priorizam a produção de nafta, e sim de energéticos (gasolina, GLP, óleo diesel, principalmente).

⁶² Pode ser catalisadores de platina pura ou associada a um outro metal nobre.

⁶³ Estas etapas não serão descritas neste trabalho, devido a sua grande complexidade e baixa relação direta com o objeto de estudo. O processo de alquilação catalítica também não será apresentado, por ser pouco utilizado no Brasil, estando disponível somente na Refinaria de Cubatão (RPBC completar com nome correto).

diferença entre os três processos está relacionada ao produto final (SKLO, 2007; PETROBRAS, 2008).

E.2.3.1 Craqueamento Térmico

É considerado como o mais antigo dos processos de conversão, surgindo logo na sequência do desenvolvimento dos processos de destilação, aproximadamente no início do século XX (DANTAS, e GURGEL, 2008).

Seu principal objetivo é a produção de nafta e correntes gasosas a partir de cargas como gasóleos (leve e / ou pesado) ou resíduo atmosférico. Conforme Petrobras (2008), o aquecimento da carga ocorre de forma rápida e a saída dos produtos pode ocorrer em torno de 550°C. Já as pressões de operação, variam entre 25 a 70 kg/cm².

Os produtos de topo são gases leves e vapores de nafta, os quais serão resfriados e separados. Dependendo da carga de entrada, tem-se como retiradas laterais, gasóleos leves ou pesados. O coque produzido fica retido no interior da câmara de operação. Para que possa ocorrer sua retirada, a operação deve ser suspensa durante o período (SZKLO, 2007).

Porém devido as condições de operação e ao baixo rendimento na produção de combustíveis, o craqueamento térmico foi gradativamente substituído pelo craqueamento catalítico no Brasil.

E.2.3.2 Viscorredução

Este processo foi inicialmente concebido para realizar a redução da viscosidade dos óleos residuais, tornando-os aptos para a produção de combustíveis. É muito semelhante ao Craqueamento Térmico, mas ocorre em condições mais brandas (DANTAS e GURGEL, 2008).

A temperatura no forno de viscorredução pode atingir máxima de 480°C, o processo como um todo, opera com pressão entre 13 e 35 kg/cm². A carga de entrada pode ser resíduo atmosférico ou resíduo de vácuo (PETROBRAS, 2008).

Gases leves, naftas e gasóleos são as frações de petróleo geralmente obtidas deste processo. Lembrando que as proporções e produtos variam de acordo com a carga processada. Há também a formação do alcatrão de petróleo, o resíduo da viscorredução, o qual apresenta um alto teor de hidrocarbonetos aromáticos.

Assim como o craqueamento térmico, a viscorredução é um processo pouco utilizado, atualmente, sendo normalmente, substituído pelo craqueamento catalítico, ou pela destilação a vácuo.

E.2.3.3 Coqueamento Retardado

Este processo visa a obtenção de coque de petróleo a partir de vários tipos de cargas que podem ser processadas, entre as quais se pode citar, resíduo atmosférico, resíduo de vácuo, alcatrão entre outros (DANTAS e GURGEL, 2008).

Além do coque, outras frações como gás combustível, GLP e nafta, e gasóleo leve e pesado para alimentar a carga de FCC, também são produzidos no coqueamento retardado. Na configuração da unidade de refino, este processo pode ser preparado para maximizar a produção de nafta ou de gasóleo pesado (SZKLO, 2005). A Figura E.5 apresenta o diagrama do processo de coqueamento retardado.

Figura E.5 – Diagrama do processo de coqueamento retardado

Fonte: (PETROBRAS, 2008)

E.2.4 Hidrocraqueamento

Assim como os processos anteriores, o Hidrocraqueamento também visa à conversão das frações pesadas de petróleo, em frações leves. Este processo ocorre através de um

craqueamento catalítico realizado a elevadas pressões parciais de hidrogênio. As principais cargas utilizadas são gasóleo leve e / ou pesado, resíduo de vácuo, entre outras.

Conforme Dantas e Gurgel (2008), a adição de hidrogênio à carga tem como principais finalidades a redução da deposição de coque sobre o catalisador, hidrogenação dos compostos aromáticos polinucleados, (facilitando sua decomposição) e por fim, hidrogenação das olefinas e diolefinas que se formam no processo de craqueamento, e com isso aumentar a estabilidade dos produtos finais.

Conforme PETROBRAS (2008), as principais finalidades do H₂ são:

- Redução da quantidade de coque acumulado nos catalisadores;
- Hidrogenação dos compostos aromáticos polinucleados;
- Hidrogenação das olefinas e diolefinas, visando maior estabilidade química nos produtos finais.

Devido as condições severas (temperaturas⁶⁴ em torno de 280°C a 550°C e pressão num *range* de 35 a 250 kg/cm²) que este processo ocorre também a hidrogenação e consequente eliminação de compostos de enxofre e nitrogênio, tornando os produtos finais não poluentes. O hidrocrackeamento apresenta uma alta produção de nafta e óleo diesel, bem como de GLP. Porém, conforme Petrobras (2008), o processo realizado em duas etapas é o mais utilizado pelas empresas atualmente, pelo fato de proporcionarem maior flexibilidade de cargas para o processo. Além disso são aceitas cargas com um teor maior de impureza e por fim, há a possibilidade de ajustar os volumes das frações de saída de acordo com a demanda do mercado.

Ainda de acordo com Petrobras (2008), o processo inicia-se com a adição de hidrogênio a mesma, e posterior aquecimento para que se atinja a temperatura ideal para que as reações ocorram. Já no primeiro estágio, a temperatura e a pressão são mantidas em determinado nível, de tal forma que seja possível a conversão de 40 a 50% da carga. Dependendo da composição da carga, a temperatura pode oscilar entre 250° a 450° C, enquanto a pressão varia entre 85 a 140 kg/cm². Quanto mais pesada e aromática a carga, mais severas serão as condições de trabalho.

O segundo estágio trabalha de modo semelhante ao primeiro, somente tendo as condições de operação ainda mais severas que o primeiro, e o catalisador um pouco mais suscetível a envenenamentos. A carga também recebe uma adição de H₂, é aquecida até a temperatura

⁶⁴ Reatores de apenas um estágio costumam trabalhar com pressões e temperatura entre 35 -100 kg/cm², 280o a 475° (SZKLO, 2007)

ideal e enviada ao reator. A temperatura oscila entre 450° a 550° C, enquanto que a pressão pode variar entre 180 a 250 kg/cm². A Figura E.6 apresenta, de forma detalhada, o diagrama do processo de hidrocraqueamento em duas etapas.

Figura E.6 – Diagrama do processo de Hidrotratamento
 Fonte: (PETROBRAS, 2008)

E.3 Processo de tratamento de derivados

Estes processos tem como principal característica a eliminação dos efeitos indesejáveis que os contaminantes podem acarretar para os produtos finais. Estes tratamentos podem, conforme Petrobras (2008), ser divididos basicamente em dois grupos:

- Processos de Adoçamento: aqueles que visam transformar os compostos de enxofre, considerados como agressivos, em outros que sejam menos prejudiciais e atendam as especificações;
- Processos de Dessulfurização: são aqueles processos que visam a remoção dos compostos de enxofre.

E.3.1 Tratamento Bender (Adoçamento)

Aplicável às frações intermediárias do petróleo, como nafta, querosene e óleo diesel. De uma forma resumida, pode-se dizer que é uma oxidação catalítica, em leito fixo, das mercaptans⁶⁵ a dissulfetos. Ou seja, ocorre a conversão das mercaptans no composto dissulfeto. Neste processo, o teor total de enxofre não muda, mas não se torna prejudicial ao produto final (PETROBRAS, 2008).

E.3.2 Lavagem Cáustica (Dessulfurização)

Processo é utilizado para a remoção de mercaptans e H_2S , que possuem baixo peso molecular, bem como demais compostos ácidos que estejam presentes no produto final. Nesta etapa são tratados apenas produtos leves como GLP e nafta, pois se recomenda que a densidade⁶⁶ dos produtos seja inferior a densidade da soda cáustica (PETROBRAS, 2008 e DANTAS e GURGEL, 2008).

E.3.3 Tratamento Merox (Adoçamento e Dessulfurização)

Processo de remoção cáustica de mercaptans utilizável em frações leves, como GLP e nafta, e também em frações intermediárias como querosene e diesel. Neste processo ocorre a oxidação dos dissulfetos, ao mesmo tempo em que a cáustica é regenerada. Tal ação é possível devido a presença de um catalisador⁶⁷ organometálico, dissolvido na solução de soda cáustica (DANTAS e GURGEL, 2008).

⁶⁶ Este catalisador pode ser tanto de leito fixo (carga pesada) ou catalisador em solução (carga leve)

⁶⁷ Este catalisador pode ser tanto de leito fixo (carga pesada) ou catalisador em solução (carga leve).

No caso da carga processada ser do tipo pesada, ocorre somente a oxidação, não havendo alteração no teor total de enxofre presente, tratando-se, de um processo de adoçamento. No caso do processamento de cargas leves, a oxidação e a extração das mercaptans ocorre em etapas distintas, o que possibilita a retirada dos dissulfetos formados, tratando-se de um processo de dessulfurização (PETROBRAS, 2008).

E.3.4 Tratamento com DEA (Dessulfurização)

O principal objetivo deste tratamento é a remoção de H_2S do gás combustível e do GLP através da utilização da DEA. Este procedimento baseia-se no fato de que a solução de etanolaminas, quando em temperatura próxima a ambiente, reage com o H_2S e / CO , formando produtos estáveis (PETROBRAS, 2008).

Os compostos formados podem ser encaminhados a uma unidade de recuperação de enxofre, onde será produzido a partir destes produtos. É importante lembrar que o enxofre também é um dos produtos comercializados pelas refinarias de petróleo (DANTAS e GURGEL, 2008).

E.4 Processo de produção do metanol

A principal etapa do processo de produção do metanol é a obtenção do gás de síntese, independente de qual for a matéria-prima utilizada. Esta etapa pode ser considerada como o coração do processo, pois é onde o *syngas*⁶⁸ deverá sair dos reformadores e / ou purificadores (lavadores de gás ou PSA), na estequiometria correta para ser enviado à síntese de metanol.

A principal matéria-prima para a produção de metanol atualmente é o gás natural, conforme Haldor Topsoe (2010), mas há ainda plantas, principalmente na China, que utilizam o carvão como insumo na obtenção de metanol. O uso da biomassa para tal finalidade, está sendo pesquisado, e a maior referência de que esta passará a ser utilizada, encontra-se no fato de que gaseificadores desenvolvidos pela Shell e pela GE serão capazes de processar, carvão e / ou biomassa.

Atualmente, os principais obstáculos para a utilização desta fonte renovável de energia são os custos com o transporte e beneficiamento, e os resíduos particulados que são produzidos na etapa de gaseificação.

⁶⁸ O detalhamento da produção do gás de síntese está apresentado no Apêndice C.

Independente da fonte que se utiliza para a produção do metanol, o gás de síntese que será enviado ao reator de síntese do metanol, deverá conter em média, 67% de H_2 , 29% de CO , 3% de CO_2 e 1% de inertes (Haldor Topsoe, 2010). Esses são volumes aproximados, para que se tenha um rendimento maior no reator.

A destilação do metanol é o último processo envolvido na produção do metanol. Tal etapa é necessária, pois quando o metanol deixa o reator, contém água e outras impurezas. A Figura E.7 apresenta o diagrama da produção de metanol.

Figura E.7 – Diagrama da produção de metanol
 Fonte: (GEROSA, 2007)

E.5 Processo de produção de amônia

De um modo geral, o processo de produção de amônia é composto de quatro etapas: obtenção do gás de síntese, etapa de compressão, síntese da amônia e por fim separação e recirculação (*synthesis loop*). Importante ressaltar que dentro da primeira etapa estão inclusos os

processos de conversão do CO (*shift conversion*) e a purificação do gás, ou seja, separação do H₂.

Diferente do processo de produção do metanol, em que a produção do *syngas*, é o coração de todo o procedimento, a obtenção da amônia tem como ponto crítico as etapas de remoção do CO₂, através da *shift conversion*, e a purificação final, cujo objetivo é a remoção dos compostos oxigenados (CO, CO₂, H₂O e O₂) de modo a evitar danos no catalisador (GEROSA, 2007).

O processo Haber-Bosch combina o nitrogênio proveniente do ar com o hidrogênio que, comumente, provem do gás natural (metano) a fim de se obter a amônia. A reação, além de ser do tipo reversível, é também exotérmica (reação E.1), (GEROSA, 2007).

A sequência seguida pelo processo Haber-Bosch está representada na Figura E.8

Quando a corrente de gás de síntese é submetida ao processo *liquid nitrogen wash*, ocorre a saída de uma mistura gasosa de N₂:H₂, cuja relação estequiométrica está ajustada corretamente em 1:3 (GEROSA, 2007).

Figura E.8. Representação esquemática do Processo Haber-Bosch
Fonte: (GEROSA, 2007)

APÊNDICE F – HISTÓRICO E DESENVOLVIMENTO DO PROCESSO FT

O início do desenvolvimento tecnológico da produção de hidrocarbonetos a partir do *syngas* ocorreu em 1920, no Instituto de Pesquisa Kaiser Wilhem, Alemanha, onde os pesquisadores Franz Fischer e Hans Tropsch iniciaram os testes de produção de hidrocarbonetos utilizando um catalisador de cobalto precipitado, através do qual era passado o *syngas* proveniente da gaseificação do carvão (STRANGES, 2003).

Em 1923, obtiveram como resultado da experiência uma mistura de oxigênio com compostos orgânicos, que ainda não poderiam ser caracterizados como hidrocarbonetos. No ano de 1926 após ajustes nas condições de operação e dos catalisadores, obtiveram hidrocarbonetos praticamente isentos de O₂. Em 1928, os testes alcançaram êxito, pois uma mistura de hidrocarbonetos gasosos e líquidos foi produzida de modo satisfatório, através da utilização de um catalisador de ferro-cobalto à temperatura de 190°C (STRANGES, 2003).

A primeira planta piloto a carvão mineral entrou em operação em 1936. Com a eficiência desta planta comprovada, aliada a incentivos locais e a indisponibilidade de petróleo foram instaladas quatro novas plantas com capacidade total de 800.000 barris/ano. Os principais produtos eram diesel, gasolina e lubrificantes. O volume de produção correspondia em torno de 70% do consumo do mercado alemão. Novas plantas foram construídas e no final de 1944, havia um total de nove plantas de combustíveis sintéticos que tinham capacidade de produzir 4,1 milhões de barris/dia (STRANGES, 2003).

Porém, a partir desta data a produção de combustíveis sintéticos entrou em decadência. Com o fim da Segunda Guerra Mundial e a derrota sofrida por Adolf Hitler, aliada a destruição de algumas plantas, e a baixa competitividade com os produtos obtidos do refino do petróleo, que estes eram cerca de três vezes mais baratos, os derivados sintéticos deixaram de ser produzidos.

Conforme DAVIS (2003), entre os anos de 1947 e 1949 os Estados Unidos desenvolvem o Programa de Produção de Combustíveis Sintéticos, através da contratação de pesquisadores alemães, que haviam participado ativamente deste desenvolvimento tecnológico na Alemanha. Duas plantas pilotos foram construídas no Sul dos Estados Unidos e produziam combustíveis sintéticos a partir do carvão. Porém, como consequência do alto custo de produção e de fatores políticos o programa foi encerrado.

Somente na década de 1980, após a ocorrência dos choques do petróleo, 1973 e 1979, houve a retomada nas pesquisas voltadas à produção de combustíveis sintéticos. Grandes empresas de

petróleo como Shell e Exxon Mobil iniciaram suas próprias pesquisas, mas o insumo desta vez era o gás natural, no processo conhecido como Gas-To-Liquids (GTL).