

ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA GTL  
DE PEQUENA ESCALA PARA A MONETIZAÇÃO DO GÁS NATURAL  
ASSOCIADO REMOTO OFFSHORE NO BRASIL

David Alves Castelo Branco

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS  
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE  
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS  
NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM  
PLANEJAMENTO ENERGÉTICO.

Aprovada por:

---

Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.

---

Prof. Roberto Schaeffer, Ph.D.

---

Prof. Giovani Vitória Machado, D.Sc.

---

Prof. José Vitor Bontempo, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL  
FEVEREIRO DE 2008

CASTELO BRANCO, DAVID ALVES

Análise Técnica e Econômica da  
Aplicação da Tecnologia GTL de Pequena  
Escala para a Monetização do Gás Natural  
Associado Remoto Offshore no Brasil [Rio  
de Janeiro] 2008

XII, 127 p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ,  
M.Sc., Planejamento Energético, 2008)

Dissertação - Universidade Federal do  
Rio de Janeiro, COPPE

1. GTL Offshore
2. Gás Remoto
3. Queima de Gás

I. COPPE/UFRJ II. Título (série)

Para Jacque, Pedro e Malu.

## AGRADECIMENTOS

Sou especialmente grato ao professor Alexandre Szklo pela ajuda e paciente orientação, sem a qual não seria possível a realização desta dissertação.

Ao professor Roberto Schaeffer pela orientação e apoio. Agradeço aos professores Giovani Machado e Vitor Bontempo por aceitarem fazer parte da banca examinadora desta dissertação.

Aos funcionários do PPE e do CENERGIA pela ajuda em todos os momentos.

Aos amigos e colegas de turma e de projetos pelas conversas proveitosas que tivemos sobre os mais diferentes temas e por proporcionarem um ambiente favorável à produção acadêmica e ao desenvolvimento dos projetos.

Ao Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), pelo apoio financeiro na forma de bolsa de estudo.

Agradeço aos meus pais pelo amor, apoio, estímulo e por tudo que sou.

À Jacque, que pelo seu carinho, paciência, ajuda e motivação me ensinou as prioridades na vida.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

ANÁLISE TÉCNICA E ECONÔMICA DA APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA GTL  
DE PEQUENA ESCALA PARA A MONETIZAÇÃO DO GÁS NATURAL  
ASSOCIADO REMOTO OFFSHORE NO BRASIL

David Alves Castelo Branco

Fevereiro/2008

Orientadores: Alexandre Salem Szklo

Roberto Schaeffer

Programa: Planejamento Energético

O volume mundial de gás natural localizado em reservas remotas é considerável e representa mais de um terço das reservas totais de gás natural provadas. No Brasil, recentes descobertas operadas pela Petrobras, com participação de outras empresas, mostram uma tendência de incorporação de reservas de gás remoto, associado ou não. A presente dissertação tem como principal objetivo realizar uma análise técnica e econômica da aplicação da tecnologia GTL de pequena escala para o aproveitamento do gás associado remoto *offshore* no Brasil. Deste modo, a dissertação realiza, inicialmente, um levantamento dos processos de gaseificação e dos fabricantes com tecnologias e projetos baseados nestes processos, com o objetivo de aplicação *offshore*. Em uma segunda etapa, as condições do ambiente *offshore* são examinadas. Após a confrontação das tecnologias disponíveis e as condições de operação, é escolhida uma tecnologia, a título de exemplificação, para ser utilizada na análise econômica. Os resultados encontrados mostram que a opção GTL *offshore* se torna viável para o preço mínimo de cerca de US\$ 40,00/barril. Este valor é maior do que o valor de robustez adotado pela Petrobras, contudo há perspectivas de redução de custo para tecnologia.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

TECHNICAL AND ECONOMIC ANALYSIS OF IMPLEMENTATION OF SMALL  
SCALE GTL TECHNOLOGY TO MONETIZING ASSOCIATED STRANDED  
NATURAL GAS OFFSHORE IN BRAZIL

David Alves Castelo Branco

February/2008

Advisors: Alexandre Salem Szklo  
Roberto Schaeffer

Department: Energy Planning

The volume of stranded natural gas global reserves is substantial and represents more than a third of the world's proven natural gas reserves. In Brazil, recent discoveries operated by Petrobras, with participation of other companies, show trend of stranded gas reserves incorporation, associated gas or not. This dissertation's main objective is to make a technical and economic analysis of the implementation of small-scale GTL technology for the exploitation of stranded associated natural gas offshore in Brazil. Thus, the dissertation held, initially, a survey of the processes of gasification and the manufacturers with technologies and projects based on these processes, for specific offshore applications. In a second stage, the conditions of the offshore environment were examined. After the confrontation of the technologies available and the operation conditions, a technological alternative has been chosen to be used in an illustrative economic analysis. The results show that GTL *offshore* option becomes viable at a minimum price of about US \$ 40.00 / barrel. Although this value is greater than the robustness price adopted by Petrobras, there are prospects for the reduction of GTL technology costs.

## SUMÁRIO

INTRODUÇÃO.....	1
CAPÍTULO 1 - Análise das Opções Tecnológicas .....	10
1.1. Rota de Conversão Direta.....	11
1.2. Rota de Conversão Indireta .....	12
1.2.1. Produção do Syngas .....	13
1.2.2. Transformação do Syngas .....	37
1.2.3. Upgrading .....	40
CAPÍTULO 2 - Objeto de Estudo .....	45
2.1. A Regulamentação da Queima de Gás no Brasil.....	45
2.2. Característica da Produção de Gás Natural no Brasil.....	47
2.3. A Situação Atual e o Futuro no Curto Prazo .....	54
2.4. Condições Típicas para Teste da Tecnologia GTL .....	56
2.5. O Ambiente Estudado.....	60
CAPÍTULO 3 - Análise do Potencial Técnico .....	61
3.1. Condições de Operação para uma Unidade GTL em Ambiente Offshore .....	61
3.2. Disponibilidade Comercial das Tecnologias .....	65
3.2.1. Roadmap Tecnológico.....	65
3.2.2. Resumo dos Fabricantes e Tecnologias Identificados.....	81
3.2.3. Opção Tecnológica para Análise.....	84
CAPÍTULO 4 - Avaliação Econômica .....	86
4.1. A análise econômica.....	87
4.1.1. Tecnologia Considerada .....	88
4.1.2. Taxa de Desconto .....	89
4.1.3. Preços do Petróleo .....	90
4.1.4. Diferença entre o preço do <i>syncrude</i> e o preço do petróleo .....	92
4.1.5. Custo do Insumo .....	94
4.1.6. Custos da Planta .....	95
4.1.7. Eficiência da Planta .....	97
4.1.8. Tempo de Operação e Vida Útil da Planta .....	98
4.2. Resultados da Análise.....	99
4.3. Análise de Sensibilidade.....	103
CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....	107
REFERÊNCIAS .....	113

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição típica do gás de saída da reforma a vapor.....	18
Tabela 2 - Comparação da razão $H_2/CO$ para diferentes insumos (POX).....	25
Tabela 3 - Técnicas para o ajuste da razão $H_2/CO$ do <i>syngas</i> obtido .....	27
Tabela 4 - Comparação do consumo de $O_2$ e $CH_4$ entre os processos ATR e CPOX ....	31
Tabela 5 - Relação percentual para três diferentes razões de $H_2O/C$ .....	35
Tabela 6 – Principais reações da síntese de FT .....	39
Tabela 7 – Resumo das plantas em funcionamento e das plantas previstas para a produção de líquidos por meio da síntese de FT .....	42
Tabela 8 – Comparação da economia de cinco processos de produção de <i>syngas</i> .....	43
Tabela 9 – Custos previstos de desenvolvimento do MFPSO para o campo “Crux” .....	76
Tabela 10 - Critério de avaliação do desempenho de uma planta de $2.703\text{ m}^3/\text{dia}$ de <i>syncrude</i> .....	79
Tabela 11 - Indicadores econômicos para uma planta de metanol.....	81
Tabela 12 - Indicadores econômicos para uma planta GTL.....	81
Tabela 13 - Fabricantes e tecnologias identificados para a viabilização do GTL <i>offshore</i> .....	83
Tabela 14 – Cálculo do desconto do petróleo Marlim em relação ao petróleo WTI.....	93
Tabela 15 – Cálculo do desconto do <i>syncrude</i> em relação ao petróleo WTI .....	93
Tabela 16 – Estimativas do custo de O&M para projetos GTL .....	97
Tabela 17 - Valores do Valor Presente Líquido para as 3 Hipóteses .....	100
Tabela 18 – Valores utilizados no cálculo do VPL para a Hipótese 4 .....	103
Tabela 19 - Resultados da análise de sensibilidade para a Hipótese 2.....	105



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma de um reforma a vapor convencional .....	17
Figura 2 – Esquema de funcionamento do reator da Reforma Compacta .....	21
Figura 3 – Reator de microcanais .....	22
Figura 4 – Princípio de funcionamento da HTCR .....	24
Figura 5 - Conceito da tecnologia CMR .....	28
Figura 6 - Esquema simplificado da ATR stand-alone .....	33
Figura 7 – Conceito do processo para a produção do gás de síntese pela pré-reforma adiabática e reforma autotérmica .....	34
Figura 8 - A influência do parâmetro $\alpha$ na composição dos produtos da síntese de FT .....	38
Figura 9 – Insumos e catalisadores .....	40
Figura 10 – Resumo dos Processos .....	44
Figura 11 - Natureza do gás natural produzido no Brasil 1993-2006 .....	47
Figura 12 - Comparação do volume de gás natural produzido <i>onshore</i> e <i>offshore</i> .....	48
Figura 13 - Destino da produção entre os anos de 2000 e 2006 .....	49
Figura 14 - Perfil de produção do gás natural no Brasil 1970-2005 .....	50
Figura 15 - Índice de Utilização do gás natural para a produção total do Brasil 2000- 2007 .....	52
Figura 16 - Perfil da utilização do gás natural por Estado para o ano de 2006 .....	52
Figura 17 - Produção total (terra e mar) média de gás natural por Estado para o ano de 2006 .....	53
Figura 18 - Participação no volume de queima e perdas totais (terra e mar) de gás natural por Estado - 2006 .....	53
Figura 19 – Natureza do gás natural produzido no Rio de Janeiro .....	54
Figura 20 - Projetos do PLANGÁS até 2010 .....	55
Figura 21 - Disposição geográfica da Bacia de Campos e seus respectivos campos. ....	57
Figura 22 - Desenho Simplificado do sistema de produção do Campo Marlim Leste ...	58
Figura 23 - Produção anual média de óleo do Campo Marlim Leste (m <sup>3</sup> /dia) .....	58
Figura 24 - Produção média anual de gás do Campo Marlim Leste (mil m <sup>3</sup> /dia) .....	59
Figura 25 – Relação da produção de gás natural associado com a produção de petróleo no Estado do Rio de Janeiro 2000 - 2007 .....	59
Figura 26 – Esquema de funcionamento dos bancos de reatores CompactGTL .....	66

Figura 27 - Comparação do suprimento de gás necessário para uma planta GTL convencional e o perfil de produção de gás associado .....	67
Figura 28 – Ilustração do espaço necessário para uma planta 1.000 b/d.....	68
Figura 29 - Ilustração do conceito FPSO da Statoil .....	69
Figura 30 – Disposição da planta GTL.....	70
Figura 31 – Relação entre custo de investimento <i>onshore</i> e <i>offshore</i> .....	71
Figura 32 - Diagrama de fluxo para a integração da tecnologia Velocys ao ambiente <i>offshore</i> .....	72
Figura 33 – Configuração MAB.....	77
Figura 34 – Configuração para a produção do Metanol .....	80
Figura 35 – Projeção do preço do petróleo WTI .....	91
Figura 36 – Análise de sensibilidade para a Hipótese 2 .....	104

## GLOSSÁRIO

CH<sub>4</sub> – Metano

GTL – Gas-to-liquids

CO – monóxido de carbono

Co – Cobalto

Cr – Cromo

Cu – Cobre

DME – Dimetil-éter

Fe – Ferro

FT – Fischer-Tropsh

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

GTE – Gas to Etileno

GTG – Gas-to-Gas

GTL – Gas-to-Liquids

GNL – Gás Natural Liquefeito

ULSD – Ultra Low Sulfur Diesel

GTM – Gas to Metanol

H<sub>2</sub> – Hidrogênio

H<sub>2</sub>S – Ácido Sulfídrico / Gás Sulfídrico

Ni – Níquel

O/C – oxigênio/carbono

Pt – Platina

Ru – Rutênio

S/C – steam/carbono (vapor/carbono)

Syngas – gás de síntese

W – Tungstênio

WGS – Water-gas-shift reaction

Zn – Zinco

Zr – Zircônio

SMR - Steam Methane Reforming

POX – Partial Oxidation

ATR – Autothermal Reforming

PCHE – Printed Circuit Heat Exchanger

SSPD – Sasol's Slurry Phase Distillate

FPSO – Floating, Production, Storage and Offloading

FSO – Floating, Storage and Offloading

VPL – Valor Presente Líquido

GTC – Gas-to-Commodity

GTW – Gas-to-Wire

CNG – Compressed Natural Gas

GTS – Gas-to-Solids

## INTRODUÇÃO

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos leves, contendo pequenas quantidades de outros compostos, que tem como componente principal o metano ( $\text{CH}_4$ ).<sup>1</sup> Dependendo de alguns fatores como o local em que é produzido, processo de produção, condicionamento, processamento, e transporte, a sua composição e o seu poder calorífico podem apresentar uma grande variação (THOMAS, 2001).

O gás natural pode ser classificado em gás não associado ou “livre” e gás associado. É classificado como não associado quando produzido em poços com pouco petróleo. Quando a sua produção é realizada em poços com predominância de óleo, onde pode estar dissolvido no petróleo ou acumulado na forma de uma capa de óleo, ele é classificado como gás associado. Neste caso, a sua produção está “associada” à produção do petróleo (THOMAS, 2001). A Tabela 1 resume os intervalos da razão gás/óleo (v/v) que classificam o gás produzido em um determinado reservatório.

**Tabela 1 - Classificação do gás em função da razão gás/petróleo (v/v) do reservatório.**

<b>Classificação</b>	<b>Razão gás/petróleo (v/v)</b>
Gás natural associado separado do petróleo	<1.000
Gás natural não associado	>10.000
Gás natural dissolvido no petróleo	>1.000
Condensado	>5.000

Fonte: THOMAS, 2001

O gás natural não-associado além de oferecer maior confiabilidade, uma vez que pressupõe menores perdas durante a produção, também oferece maior grau de flexibilidade operacional, que possibilita ajustes do nível de produção de acordo com a demanda de gás, sem que haja o inconveniente da queima do excedente não utilizado (PRATES *et al.*, 2006).<sup>2</sup>

Apesar das vantagens operacionais, o gás natural não associado não tem a rentabilidade do petróleo, isto é, gera menor interesse para ser desenvolvido pela empresa de petróleo,

---

<sup>1</sup> Tem como componente principal o  $\text{CH}_4$  com proporções variáveis de etano, propano, nitrogênio e impurezas como  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e metais (ZAMAN, 1999). Ver também THOMAS *et al.* (2001), para condicionamento e processamento do gás natural.

<sup>2</sup> O gás não associado é normalmente formado por 95% ou mais de  $\text{CH}_4$ . Ainda contém alguma quantidade de etano, propano, etc, que são produtos de grande valor comercial. Estes produtos são separados na fonte ou no processador primário (THOMAS e DAWE, 2003). Ver MME (2007), para composições típicas de gás na forma como é produzido (associado e não associado) e também artigos da CEDIGAZ (2007).

especialmente quando não existe uma infra-estrutura de transporte, distribuição e consumo. Assim, o seu custo de produção é mais alto do que o custo do gás associado, pois todo o investimento está voltado para o gás, ao contrário do associado, no qual o investimento se destina principalmente à produção de petróleo. O gás natural associado acaba sendo um subproduto da produção de petróleo, que precisa ser extraído mesmo sem aplicação definida. (THOMAS, 2001).

Apesar das estimativas de grandes reservas mundiais provadas de gás (Tabela 2), mais de um terço dessas reservas são classificadas como remotas. Na literatura, reservas remotas são reservas provadas, mas devido a razões que as tornam inviáveis economicamente, não foram desenvolvidas. Isso talvez as classifique como recursos contingentes ou como reservas prováveis / possíveis. Note-se aqui que a literatura científica usa o termo reserva remota para estes recursos não viáveis economicamente, o que é uma imprecisão na medida em que o próprio conceito de reserva embute em si a condição de economicidade. Por exemplo, THACKERAY e LECKIE (2002) usam os seguintes fatores que classificam uma reserva como remota:

- O campo é remoto quando há um excesso de oferta potencial para o domínio do mercado viável;
- O campo é remoto quando a sua distância do mercado potencial é tal que os custos de transporte não são competitivos;
- O campo está em um país sem litoral com um pequeno mercado de gás e com uma grande distância da costa, dificultando a construção de um terminal GNL para a sua exportação;
- O campo é muito pequeno para justificar o investimento em infra-estrutura, em uma escala econômica, para explorá-lo.

Assim, a classificação de remoto inclui a parcela do gás natural associado produzido juntamente com a produção *offshore* de petróleo que não pode ser aproveitada economicamente.

**Tabela 2 - Estimativas das reservas provadas totais mundiais de gás natural (trilhões m<sup>3</sup>)**

BP Statistical Review	CEDIGAZ	Oil & Gas Journal	World Oil
180,0726	180,6801	175,0752	176,3173
Final de 2005	01 de Janeiro de 2006	01 de Janeiro de 2007	Final de 2005

Fonte: Adaptado de EIA, 2007a.

O volume mundial de gás natural localizado em reservas remotas é considerável e justifica a busca por soluções que tornem possível a sua utilização. No Brasil, recentes descobertas operadas pela Petrobras, com participação de outras empresas, mostram uma tendência de incorporação de reservas de gás remoto, associado ou não.

Em janeiro de 2008, foi anunciada a descoberta, pelo consórcio formado pela Petrobras, que é a operadora com 80% do empreendimento, e a Galp Energia, de uma jazida de gás e condensado, em águas ultra profundas, em uma nova fronteira exploratória, na camada Pré-Sal. O poço pioneiro de 5.252 metros de profundidade denominado Júpiter foi achado em águas ultra profundas; localiza-se a 290 km da costa do Estado do Rio de Janeiro e 37 km a leste da área da também recente descoberta, em novembro de 2007, de petróleo intermediário (28° API), denominada Tupi (PETROBRAS, 2007a). O poço pioneiro de Tupi está localizado a 280 km da costa do Estado de São Paulo, em lâmina d'água de 2.234m e com profundidade do poço de 5.350m. O volume descoberto, somente na acumulação denominada Tupi, que representa parte da nova fronteira, poderá aumentar em 6 a 8 bilhões de barris as atuais reservas de petróleo e gás do país (PETROBRAS, 2007b; PETROBRAS, 2007c).

A previsão para a entrada em operação é de cinco a seis anos, mas ainda não foi possível, no caso do Campo de Júpiter, determinar o volume do reservatório. Além da grande profundidade, uma dificuldade adicional resulta da grande distância da costa, característica presente nas duas descobertas. Ainda não existem estudos sobre esses novos casos, apenas especulações, mas a grande distância dificulta a instalação de gasodutos para o escoamento da produção, com a necessidade da instalação de processamento na costa e estações de recompressão durante o percurso, além do mercado limitado na região (ROSAS, 2008).

Quando a reserva de gás é remota e não associada ela simplesmente não é desenvolvida, o que impossibilita o seu aproveitamento econômico. No caso de uma reserva de gás associado, quando a construção da infra-estrutura não é viável por razões técnicas ou econômicas, existem três opções técnicas, atualmente, para o gás produzido em consequência da produção do petróleo: a queima, a ventilação ou a reinjeção. A queima e, sobretudo, a ventilação vêm sendo combatidas; em alguns lugares, elas já são proibidas. A reinjeção pode parecer atrativa em um primeiro momento, por permitir a manutenção da pressão do reservatório. Em alguns casos é desejável para aumentar a

produção, mas em outros pode reduzir ou dificultar a produção (WORLEY INTERNATIONAL, 2000; NICHOLLS, 2007). A reinjeção também pode não ser realizada porque o seu excesso pode prejudicar o reservatório e diminuir os lucros em razão do seu custo (WARD *et al.* 2006).<sup>3</sup>

Cada vez mais é reconhecido pelos acionistas e pela própria indústria de petróleo que a queima e a ventilação de gás natural representam uma perda de recursos econômicos. Ainda assim, atualmente, muitos países em desenvolvimento que produzem óleo queimam e ventilam grande quantidade de gás associado (WORLD BANK GROUP, 2003). Esta é uma prática que além de agredir o meio ambiente, incluindo o aumento das emissões de gases do efeito estufa, priva os consumidores desses países de uma fonte de energia mais limpa e geralmente mais barata que as outras fontes disponíveis. Ainda existe o efeito de redução do potencial das receitas fiscais e saldos comerciais (WORLD BANK GROUP, 2003).

Se a razão atual de queima for mantida, a previsão do aumento de produção de óleo implica em um aumento na queima de aproximadamente 60% no período de 2000 a 2020. Compromissos e esforços sugerem que uma redução considerável na queima é possível para o mesmo período. Para que esse cenário seja viável serão necessárias ações políticas, regulatórias e apoio financeiro para que os obstáculos que impedem os investimentos sejam superados (WORLD BANK GROUP, 2003). O Brasil está entre os 20 países com os maiores volumes de gás queimado (Tabela 3).<sup>4</sup>

---

<sup>3</sup> Os custos são altos para a perfuração e acabamento do poço injetor, dos equipamentos submersos e dos equipamentos de limpeza, pressurização e injeção do gás. O seu custo é da ordem de US\$ 0,25/MCF a US\$ 0,50/MCF e pode ser significativo para campos com uma alta razão gás /óleo. Além do alto custo, é um recurso que não permite o aproveitamento econômico do gás. (WORLEY INTERNATIONAL, 2000)

<sup>4</sup> A parceria público-privada *Global Gas Flaring Reduction* (GGFR), iniciativa do Banco Mundial, incentiva e auxilia o uso do gás queimado promovendo regulamentações e combatendo as restrições sobre utilização de gás, como a infra-estrutura insuficiente e falta de acesso a mercados locais e internacionais de energia, particularmente em países em desenvolvimento (WORLD BANK GROUP, 2007)



**Tabela 3 - Ranking dos 20 países com maior volume de gás queimado (em bilhões m³)**

Países	2005	2004	Delta 2005 vs. 2004
1 Nigeria *	25,50	24,10	1.4
2 Russia (total)	14.9	14.7	0.2
- [ Khanty Mansiysk (KM) region of Russia ] *	6.4	6.4	0.0
- [ Russia excl KM ]	8.5	8.3	0.2
3 Iran	13.0	13.3	(0.3)
4 Iraq	7.2	8.6	(1.4)
5 Angolan*	6.4	6.8	(0.5)
6 Venezuela	5.4	5.4	0.0
7 Qatar *	3.9	4.5	(0.6)
8 Algeria *	3.5	4.3	(0.8)
9 USA *	3.4**	2.8**	0.6
10 Kuwait	3.0	2.7	0.3
11 Indonesia *	3.0	3.7	(0.8)
12 Kazakhstan *	2.7	2.7	0.0
13 Equatorial Guinea *	2.6	3.6	(1.0)
14 Libya	2.5	2.5	0.0
15 Mexico	2.5	1.5	1.0
16 Azerbaijan	2.5	2.5	0.0
17 Brazil	2.5	1.5	1.0
18 Congo	2.2	1.2	1.1
19 United Kingdom *	1.6	1.6	0.0
20 Gabon	1.6	1.4	0.2
Total dos parceiros GGFR entre os 20 maiores	58.9	60.5	(1.6)
Total dos 20 maiores	109.8	109.3	0.5
Resto do mundo	40.0***	40.0***	0.0
Total da queima mundial	149.8	149.3	0.5

Nota: \* Países parceiros do Banco Mundial no Programa *Global Gas Flaring Reduction* (GGFR); Os dados dos EUA incluem volumes de gás ventilado. Outros países (por exemplo, Indonésia, Venezuela, Rússia e Azerbaijão) são conhecidos por ventilar quantidades significativas de gás natural sem reportarem esse volume; \*\*\* A estimativa para o “Resto do Mundo” foi aumentada de 12 bilhões de m³ para 40 bilhões de m³, porque reflete a melhor compreensão que as estimativas anteriores eram subestimadas.

Fonte: WORLD BANK GROUP, 2007.

Existem três principais categorias de projetos visando à redução de emissões de gases de efeito estufa, que implicam características distintas (WORLD BANK GROUP, 2003):

- Projetos de reinjeção do gás natural associado, particularmente em campos remotos sem mercado para o gás.
- Projetos para aumentar a eficiência<sup>5</sup> dos *flares*, o que resulta em uma maior parcela do gás natural associado queimado em lugar do gás ventilado;

<sup>5</sup> Segundo o Grupo de Pesquisa em Combustão e Meio Ambiente do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Alberta, um dos principais problemas do flare é que sua eficiência é essencialmente desconhecida. Estimativas mostram que a eficiência pode variar de 20% a 99%, o que resulta em grandes incertezas quanto aos efeitos da queima sobre o ambiente (UNIVERSITY OF ALBERTA, 2007). Ver também PAGOT *et al.* (2004) e JOHNSON (2006).

- Projetos para viabilizar a utilização do gás natural associado com fins energéticos ou não. A utilização pode ser feita no próprio local ou perto do local de produção ou depois do transporte do gás para o mercado doméstico ou internacional.

O trabalho visa avaliar alternativas para o aproveitamento econômico (a monetização) do gás associado remoto, que engloba a parcela do gás que não vem sendo aproveitada. Portanto, a proposta do trabalho deve considerar alternativas tecnológicas que permitam o transporte do gás ou de produtos dele derivados.

O transporte de gás natural é difícil devido à sua natureza física. Para ser viabilizado economicamente precisa haver um aumento na sua densidade, que pode ser obtido por meio de sua compressão ou/e a diminuição de sua temperatura. O seu armazenamento também é problemático do ponto de vista econômico, o que resulta na necessidade do seu transporte imediatamente após a sua extração do reservatório (TOMAS E DAWE, 2003).

Uma das opções atuais de aproveitamento é a utilização de uma estrutura de gasodutos, mas à medida que as distâncias e a profundidade aumentam o seu custo e a complexidade técnica também aumentam (WORLEY INTERNATIONAL, 2000). Ainda podem ser citadas as seguintes desvantagens em relação à utilização de gasodutos: são pouco flexíveis em relação à quantidade transportada, não são flexíveis em relação à mudança de sua rota, os seus custos são aproximadamente proporcionais à distância de transporte e não são econômicos para reservas pequenas.<sup>6</sup>

Outra opção comercial é a tecnologia de Gás Natural Liquefeito (GNL), que refrigera o gás natural a aproximadamente  $-162^{\circ}\text{C}$  para reduzir o seu volume para, aproximadamente, 1/600 vezes o seu volume original à temperatura ambiente<sup>7</sup> (TOMAS E DAWE, 2003).

Além das tecnologias comerciais de gasodutos e o GNL, existem algumas tecnologias que vêm sendo investigadas, por exemplo (TOMAS E DAWE, 2003, WARD *et al.*, 2006):

---

<sup>6</sup> Para uma maior discussão sobre gasodutos ver ROJEY (2006) e CORNOT-GANDOLPHE *et al.* (2003).

<sup>7</sup> Para mais informações sobre a tecnologia e mercado de GNL ver EIA (2003) e FERC (2007).

- Gas-to-liquids (GTL): conversão em líquidos sintéticos
- Gas-to-wire (GTW): conversão em eletricidade
- Compressed natural gas (CNG): gás comprimido
- Gas-to-solids (GTS): conversão em hidrato e/ou polímeros.

As tecnologias citadas apresentam vantagens e desvantagens em relação a sua aplicação para o aproveitamento do gás associado *offshore* remoto. As principais vantagens, apresentadas pela tecnologia GTL (HUTTON E HOLMES, 2005), que influenciaram a sua escolha para este estudo são:

- A tecnologia GTL básica está comercialmente provada;
- Os produtos podem ser estocados de maneira convencional;
- Os produtos podem ser transportados em navios e oleodutos convencionais;
- Os produtos possuem um mercado bem estabelecido;
- Os produtos têm um valor *premium*; <sup>8</sup>
- A tecnologia vem sendo desenvolvida e pode ser utilizada em plantas pequenas o suficiente para a maioria dos campos *offshore*.

Em contrapartida, podem ser citadas como as principais desvantagens para a tecnologia GTL (HUTTON E HOLMES, 2005):

- Ainda não há nenhuma planta *offshore* em funcionamento;
- Alguns processos precisam de uma unidade para a produção de oxigênio.

A principal e distinta vantagem do GTL em relação às outras tecnologias é o aproveitamento da infra-estrutura existente. <sup>9</sup> Os seus produtos podem ser estocados, manuseados, transportados e comercializados com os métodos convencionais que já estão bem estabelecidos e podem ser utilizados em equipamentos também já estabelecidos, como os motores a combustão interna. Em uma configuração mais básica, sem a última etapa de *upgrading* do processo, o transporte do produto final pode ser

---

<sup>8</sup> Um produto com valor *premium* é aquele que possui melhor qualidade e que faz jus a um preço mais elevado.

<sup>9</sup> Parte da competitividade do petróleo também deriva do fato de que há uma infra-estrutura de transporte e consumo final já consolidada para ele. Normalmente, investimentos em infra-estrutura, além de capital-intensivos (representando grande irreversibilidade de investimentos), acabam por constituir “trancamentos tecnológicos” em virtude dos próprios ganhos associados a um maior número de usuários de uma determinada tecnologia ou produto. A infra-estrutura “encaminha” o produto (SZKLO e SCHAEFFER, 2006).

realizado até mesmo misturando-o com o óleo produzido no mesmo campo (DE KLERK, 2008).<sup>10</sup>

Além dos problemas citados relacionados com a queima e/ou ventilação ainda existe uma demanda ambiental por combustíveis mais limpos, que requer combustíveis sem enxofre, com o mínimo de aromáticos e geração mínima de óxidos de nitrogênio, fuligem e hidrocarbonetos. Esta demanda está modificando os objetivos tradicionais da indústria de refino. Apesar de ser possível reduzir enxofre, nitrogênio e aromáticos com a adição de unidades de hidrotreatamento, estas unidades requerem mais energia e reduzem significativamente a eficiência energética das refinarias, sem contar com os custos de investimento e de operação e manutenção (SOUSA-AGUIAR *et al.*, 2005). Os produtos obtidos pelo processo GTL podem, em parte, atender a essa necessidade ambiental por produtos mais limpos. Por exemplo, o GTL pode viabilizar a obtenção do *Ultra Low Sulfur Diesel* (ULSD) sem a necessidade de desulfurização (DOE, 2007).

O presente estudo tem como objetivo realizar uma análise técnica e econômica da aplicação da tecnologia GTL de pequena escala para o aproveitamento do gás associado remoto em ambiente *offshore* no Brasil. Trata-se de uma avaliação que abrange uma fronteira tecnológica ainda não consolidada. Apesar de existirem algumas plantas GTL em funcionamento, as tecnologias existentes ainda não foram aplicadas nas condições de operação específicas para o ambiente *offshore*. As tecnologias mais promissoras para esta aplicação estão em estágio de desenvolvimento ou piloto. Seus dados econômicos, portanto, não derivam de projetos reais de aplicação em escala. Conforme o próprio DOE (2007) vem destacando em seus estudos de tecnologia energética, existe sempre um “otimismo de bancada” quando se avaliam tecnologias ainda não aplicadas comercialmente. Tende-se a se desconsiderar algumas variáveis importantes como, por exemplo, custos de transação e de aprendizagem.

A dissertação está dividida em quatro capítulos, que analisam os potenciais técnico e econômico da tecnologia GTL.

O primeiro capítulo caracteriza o processo GTL e averigua as tecnologias e processos existentes. São descritas as três etapas da tecnologia GTL e os processos básicos existentes para a primeira etapa, onde é realizada a produção do *syngas*. Este

---

<sup>10</sup> Neste caso o produto, que não passa pela última etapa de *upgrade*, é chamado de *syncrude*. Ver NICHOLLS (2007).

levantamento permitiu que as tecnologias identificadas fossem classificadas de acordo com os diferentes processos utilizados e permitiu a análise das suas vantagens, desvantagens e o nicho de aplicação para cada uma delas. O capítulo é concluído com o resumo dos processos existentes e os seus respectivos produtos.

O segundo capítulo descreve o objeto do estudo. Para tal, caracteriza a produção de gás no Brasil, a sua situação atual e o seu futuro no curto prazo. Após a análise das características brasileiras o estudo escolhe uma Bacia com características favoráveis à utilização da tecnologia GTL. Um Campo característico dessa Bacia será escolhido, a título de exemplificação, para a análise econômica.

O terceiro capítulo analisa as condições do ambiente *offshore* no Brasil, a partir do capítulo anterior, e realiza o levantamento dos pré-requisitos para a tecnologia GTL ser aplicada nesse ambiente, conforme a discussão tecnológica do primeiro capítulo. Ainda neste capítulo será realizada a avaliação do potencial técnico por meio do levantamento das empresas detentoras das tecnologias e/ou possuam projetos voltados para a aplicação *offshore*.

Finalmente, o quarto capítulo consiste na avaliação do potencial econômico da tecnologia selecionada no capítulo anterior, por meio de uma análise econômica preliminar, realizada com base na tecnologia mais adequada e nos fabricantes disponíveis.

## CAPÍTULO 1 - Análise das Opções Tecnológicas

Este capítulo tem como objetivo descrever as vantagens, desvantagens e o nicho de aplicação para as tecnologias e processos atualmente disponíveis para a tecnologia GTL. O trabalho foi realizado por meio de levantamento de referências bibliográficas recentes e pesquisas junto a algumas empresas detentoras das tecnologias.

Apesar da existência de tecnologias disponíveis comercialmente, o trabalho está voltado às tecnologias e os processos promissores para a aplicação *offshore*, mesmo que estes ainda estejam em estado de desenvolvimento. A escolha da tecnologia e do processo para o ambiente *offshore* deverá considerar condições específicas, que serão discutidas no capítulo 3, para este ambiente.

O insumo considerado no estudo é o gás natural. Neste caso, existem três opções tecnológicas<sup>11</sup> com grande chance sucesso, ainda que estas apresentem grandes desafios técnicos em relação ao uso de catalisadores (SOUZA-AGUIAR, 2005):

- A primeira opção considera a transformação do gás natural em hidrocarbonetos líquidos e utiliza a rota que é conhecida como *Gas-to-Liquids* (GTL). O gás natural ou outro insumo rico em CH<sub>4</sub> é transformado em um gás conhecido como gás de síntese ou *syngas*. Este gás é composto por CO e H<sub>2</sub> e pode ser obtido por meio dos processos de reforma a vapor, oxidação parcial ou reforma autotérmica. Após a obtenção do *syngas*, este é submetido à síntese de Fischer-Tropsch (FT) para formar hidrocarbonetos de maior peso molecular.
- A segunda opção considera a obtenção do *syngas* pelos mesmos processos da opção anterior, mas o objetivo é a obtenção de outros gases ao invés de hidrocarbonetos líquidos. Essa rota é conhecida como *Gas-to-Gas* (GTG) e o seu produto mais importante é o DME.<sup>12</sup>

---

<sup>11</sup> Apenas as opções que geram produtos líquidos serão consideradas no estudo. A justificativa é que a solução tecnológica utilizada em uma planta offshore tem como um dos principais desafios à geração de um produto que ofereça vantagens em relação ao gás natural, sendo que o grande diferencial é obtido na etapa de transporte.

<sup>12</sup> O DME tem propriedades similares ao propano e ao butano que são os principais constituintes do GLP. É facilmente liquefeito e suas propriedades permitem que ele seja utilizado como substituto para o GLP (HALDOR TOPSOE, 2007; SOUZA-AGUIAR, 2005)

- A terceira opção visa o desenvolvimento de catalisadores que permitam a obtenção de hidrocarbonetos com maior peso molecular diretamente do  $\text{CH}_4$ . Neste caso, não é necessária a produção de um produto intermediário.

Além da classificação das tecnologias de acordo com os seus produtos, gases ou líquidos, as tecnologias também podem ser classificadas de acordo com a rota de conversão: direta ou indireta (KESHAV e BASU, 2007).

### **1.1. Rota de Conversão Direta**

A conversão direta é considerada mais eficiente que a rota indireta por não realizar a etapa endotérmica, altamente consumidora de energia, de reforma a vapor para a produção do *syngas* (KESHAV e BASU, 2007).

Foram identificadas no estudo três possibilidades de aplicação dessa rota de conversão. A primeira é a transformação do  $\text{CH}_4$  em hidrocarbonetos líquidos por meio de catalisadores.<sup>13</sup> Pesquisas concluíram que somente os catalisadores Cu, Ni, Zn e Ga-ZSM-5 poderiam produzir hidrocarbonetos líquidos pela oxidação do  $\text{CH}_4$  (KESHAV E BASU, 2007).

Outras pesquisas relacionadas a buscas de aditivos como Ru, Pt, W, Zr, Co, Fe e Cr vêm sendo realizadas, visando um aumento de atividade e estabilidade em novos sistemas catalíticos, mas os problemas relacionados à baixa conversão e alta taxa de desativações das novas zeólitas ainda não foram superados (SOUZA-AGUIAR, 2005).

A segunda possibilidade é a utilização da tecnologia *Gas-to-Ethylene* (GTE),<sup>14</sup> que consiste na transformação direta do  $\text{CH}_4$  em etileno e/ou  $\text{H}_2$ . Este processo vem sendo desenvolvido pela *Texas A&M University* e consiste em duas etapas para reações e uma etapa de separação para a produção de etileno, ou GTE, ou ainda três etapas para reações e duas etapas de separação para a produção de hidrocarbonetos líquidos (GTL)<sup>15</sup> (HALL, 2005).

---

<sup>13</sup> Catalisadores do tipo zeólitas HZSM-5 e ZSM-5 (SOUZA-AGUIAR, 2005).

<sup>14</sup> A tecnologia GTE é mais apropriada para uma planta localizada perto de uma indústria química que necessite de etileno e/ou hidrogênio (HALL, 2005).

<sup>15</sup> Este processo pode ser viabilizado economicamente para fluxos de gás natural de no mínimo 300.000  $\text{m}^3/\text{dia}$  (HALL, 2005). Essa é uma característica importante para a utilização em plantas *offshore*, onde, dependendo da configuração escolhida para a planta GTL, as quantidades de gás associado são pequenas.

A terceira possibilidade é a produção de metanol,<sup>16</sup> de DME<sup>17</sup> e de outros oxigenados diretamente do CH<sub>4</sub>.

Apesar das pesquisas que vêm sendo realizadas e da existência de outras tecnologias em fase de desenvolvimento,<sup>18</sup> a rota direta para produção de hidrocarbonetos líquidos não será considerada neste estudo como opção para o aproveitamento do gás natural associado *offshore* que é queimado ou reinjetado, uma vez que esta rota ainda está em fase inicial de desenvolvimento em todo o mundo.<sup>19</sup>

### **1.2. Rota de Conversão Indireta**

O processo completo de conversão indireta do gás natural para líquidos pode ser dividido em três seções, representadas cada uma por processos distintos (VOSLOO, 2001; BASINI, 2005; SOUZA-AGUIAR, 2005; BREED A. et al., 2005; KNOTTENBELT, 2002; VAN DER LAAN, 1999):

1. Produção do *syngas*
2. Conversão do *syngas*
3. *Upgrading*

---

Plantas com capacidade menor que 750.000 m<sup>3</sup>/dia podem ser montadas em módulos (*skid*) e plantas com capacidade até 1.500.000 m<sup>3</sup>/dia podem ser montadas em balsas ou unidades FPSO (Ver capítulo 3). A empresa *SynFuels International Inc.* licenciou a tecnologia, para que esta pudesse ser comercializada, e construiu uma unidade piloto com capacidade de 300.000 m<sup>3</sup>/dia (HALL, 2005). Uma unidade comercial para atender a um fluxo de gás 300.000 m<sup>3</sup>/dia deve ter o seu custo entre US\$ 50–75 milhões. O custo dos produtos líquidos pode ser estimado em aproximadamente US\$ 25–28 /barril (HALL, 2005).

<sup>16</sup> Ver artigo sobre o assunto RAJA e RATNASAMY (1997). Os processos de produção do metanol atualmente estão disponíveis sob a licença de algumas empresas, incluindo a ICI, Haldor Topsøe, Lurgi, MW Kellogg, e Mitsubishi (KESHAV e BASU, 2007).

<sup>17</sup> A tecnologia de produção do DME é fornecida pelas empresas Haldor Topsøe, Mitsubishi, Lurgi and Toyo Engineering (KESHAV e BASU, 2007).

<sup>18</sup> Outro exemplo em fase de desenvolvimento é o processo *Cataloreactant Chemistry*, que apresenta, além da ausência da etapa de produção do *syngas*, as seguintes vantagens: necessidade de apenas duas etapas no processo, ausência de temperaturas e pressões elevadas, não é um processo sensível a impurezas, utilização de materiais cataloreactante, que têm um baixo custo e permitem regeneração, ausência de planta de O<sub>2</sub> e flexibilidade nos produtos, que podem ir de olefinas e álcoois a *jet fuel* ou gasolina. A conversão do metano para gasolina utilizando-se este processo apresenta uma significativa redução de custos em relação ao processo GTL. O uso do *Zone Reactor* apresenta vários benefícios por meio da eliminação de alguns sistemas e por meio da redução dos custos e do tamanho de outros. Os principais benefícios são: a diminuição do número de processos, a redução da temperatura e pressão necessárias, maior utilização dos insumos, produção direta de gasolina, custos reduzidos de separação, possibilidade de utilização de ar ou O<sub>2</sub> como oxidante, eliminação da necessidade de gastos de energia e dos custos envolvidos com a remoção da parte sólida, redução dos custos do reator e melhoria da segurança (BREED *et al.*, 2005).

<sup>19</sup> Diversos estudos consideram que esta rota ainda está em desenvolvimento e que ainda não é competitiva economicamente com a rota indireta. Mais informações podem ser obtidas em OTSUKA e WANG (2001) e em KESHAV e BASU (2007).



Os três estágios, quando considerados individualmente, são tecnologias bem estabelecidas, otimizadas e com viabilidade comercial comprovada. Contudo, o uso conjunto das três tecnologias, para formarem o processo GTL, apesar de comprovada comercialmente, ainda não é muito utilizada. Portanto, o projeto de uma planta GTL, comercialmente competitiva, enfrenta desafios para a obtenção do melhor uso entre as três tecnologias. Estes desafios não estão ligados apenas aos aspectos conhecidos dessas tecnologias, mas incluem também aspectos que não estão em fase de comercialização, mas sim em fases iniciais de desenvolvimento (VOSLOO, 2001).

As tecnologias comerciais que utilizam a rota indireta são: a rota de produção de metanol e a rota para a obtenção de derivados por meio da síntese de Fischer-Tropsch (FT) (RAHMIM, 2003).

### **1.2.1. Produção do Syngas**

O processo de gaseificação ou produção do *syngas* pode ser definido como a conversão de qualquer combustível que contenha carbono (carbonáceo) em um produto gasoso que possua poder calorífico. Essa definição inclui processos <sup>20</sup> como pirólise, <sup>21</sup> oxidação parcial e hidrogenação (HIGMAN E VAN DER BURGT, 2003).

O gás de síntese é composto por CO e H<sub>2</sub> com a razão <sup>22</sup> H<sub>2</sub>/CO tipicamente variando entre 5,0: 1 e 1,7: 1 (RICE E MANN, 2007).

Apesar da possibilidade de poder ser produzido de diversos insumos <sup>23</sup> o insumo mais comum para a produção do *syngas* na indústria química é o gás natural (RICE E MANN, 2007).

O *syngas* é utilizado na indústria química para a obtenção de amônia, H<sub>2</sub> e metanol, assim como é utilizado como em outros processos como oxo-álcoois, ácido acético,

---

<sup>20</sup> A combustão não se enquadra nessa definição porque o seu produto gasoso não possui poder calorífico residual (HIGMAN E VAN DER BURGT, 2003).

<sup>21</sup> Processos mais antigos utilizavam a pirólise, que é a aplicação de calor à matéria-prima a ser gaseificada, na ausência de oxigênio, para a produção do gás de síntese (HIGMAN E VAN DER BURGT, 2003).

<sup>22</sup> Esta razão depende da composição do insumo e do processo utilizado (HIGMAN E VAN DER BURGT, 2003).

<sup>23</sup> Existem diversas utilizações, em plantas de larga escala, de insumos como nafta, óleo pesado, coque de petróleo, carvão e gás natural (BHARADWAJ E SCHMIDT, 1995). Ainda existem plantas em fase de desenvolvimento que utilizam insumos como: madeira, resíduos agrícolas e lixo municipal (HIGMAN E VAN DER BURGT, 2003).

anidro acético, fosgênio, e acrilatos. Também é utilizado como fonte de hidrogênio para processos de refino de petróleo como: hidrocrackeamento, hidrotratamento e hidrodesulfurização (RICE E MANN, 2007).

Um dos grandes desafios da planta GTL é a otimização da integração energética<sup>24</sup> da etapa de produção com a etapa de conversão do *syngas*. Essa dificuldade é resultado da influência da tecnologia da etapa de produção do *syngas* na eficiência térmica do processo completo da planta. A escolha da tecnologia de produção determina a necessidade, ou não, de uma planta de produção de oxigênio, influenciando, portanto o custo de capital do processo completo (VOSLOO, 2001).

A etapa de produção do *syngas* representa a maior parte do capital<sup>25</sup> investido e uma parcela proporcional dos custos de operação da planta (WILHELM *et al.*, 2001). A redução dos custos pode ser obtida com a redução da razão S/C e com a redução da razão O/C, do insumo utilizado (BASINI E PIOVESAN, 1998).

Outros aspectos do projeto de uma planta GTL podem influenciar ou serem influenciados pela escolha do processo utilizado na etapa de produção do *syngas* (WILHELM *et al.*, 2001). Podem ser citados:

- O equilíbrio térmico;
- O tamanho da planta;
- A localização da planta;
- As dimensões dos equipamentos de manuseio do gás a jusante desta etapa;
- A composição do *syngas* e, conseqüentemente, os seus efeitos sobre a produção e as reações químicas da etapa da síntese de F-T;
- As opções para a reciclagem do *syngas*;
- A necessidade de compressão do gás;

---

<sup>24</sup> IANDOLI E KJELSTRUP (2007) fazem uma análise exergética do processo GTL.

<sup>25</sup> Existe uma variação significativa entre as estimativas dos autores em relação ao percentual de investimento que é destinado a esta etapa do processo. Esta variação pode ser conseqüência da diferença entre as tecnologias utilizadas nos estudos. Esta parcela pode representar 40 % do investimento total, incluindo a unidade de separação de ar, da planta GTL, o que induz o desenvolvimento de novas tecnologias visando à redução de custo dessa etapa do processo (BAKKERUD, 2005; KESHAV e BASU, 2007). Pode representar de 50% a 60% (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995), ou representar de 50 a 75% do custo de capital total (SOUSA-AGUIAR *et al.*, 2005). Ainda pode se situar entre 60 e 70% do custo total, enquanto que a etapa de transformação do *syngas* corresponde de 20 a 25% e a etapa de hidrotratamento corresponde aos 5 a 15% finais (BASINI, 2005); Pode representar 66% dos custos totais (VAN DER LAAN, 1999).

- O objetivo da planta;
- A configuração das alternativas de geração de energia elétrica.

Existem quatro processos de produção de gás de síntese bem estabelecidos (VOSLOO, 2001; BAKKERUD, 2005; KESHAV e BASU, 2007; PEÑA *et al.* 1999):

- Reforma a Vapor (Steam Methane Reforming - SMR)
- Oxidação Parcial (Partial Oxidation - POX)
- Reforma Autotérmica (Autothermal Reforming - ATR)
- Reforma Combinada (Combined ou Two-step Reforming)

Entre os quatro processos citados é possível identificar dois processos básicos distintos para a produção dos *syngas*: a reforma a vapor e a oxidação parcial. Os outros dois são combinações desses dois processos (KESHAV e BASU, 2007). Assim, visando uma classificação das tecnologias, serão considerados neste estudo três grupos <sup>26</sup> de processos. São eles:

- Processos baseados na SMR;
- Processos baseados na POX;
- Processos baseados na ATR.

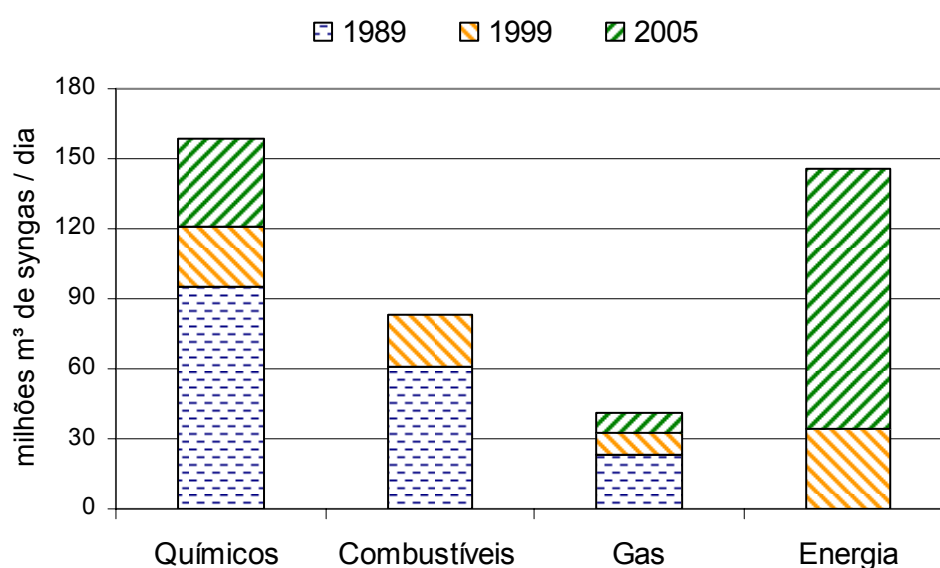
É importante ressaltar que a definição do processo dominante na produção do *syngas* está relacionada com a finalidade de seu uso. Por exemplo, o aumento da complexidade dos processos de refino, buscando um aumento na versatilidade das refinarias, gera um aumento no consumo de H<sub>2</sub>. Para este caso, a razão H<sub>2</sub>/CO obtida pela SMR resulta em uma vantagem, uma vez que o objetivo é a produção de H<sub>2</sub> (WILHELM *et al.*, 2001).

Quando considerado o número de plantas em funcionamento, a SMR é a tecnologia comercialmente dominante (WILHELM *et al.*, 2001; RICE e MANN, 2007). Quando se utiliza como critério a capacidade total de produção do *syngas* das plantas em funcionamento, a POX é o processo atualmente dominante (HIGMAN e VAN DER BURGT, 2003). Essa diversidade é consequência da diferença de escala entre a indústria química, onde a SMR é dominante, e a indústria de energia, onde o processo POX tem sido preferencialmente utilizado.

---

<sup>26</sup> As tecnologias derivadas de cada um destes três processos serão inseridas como subitens nos tópicos referentes a cada um destes.

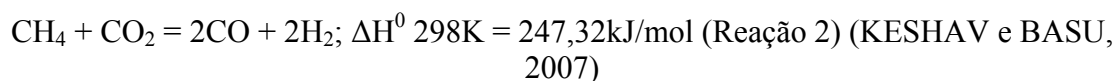
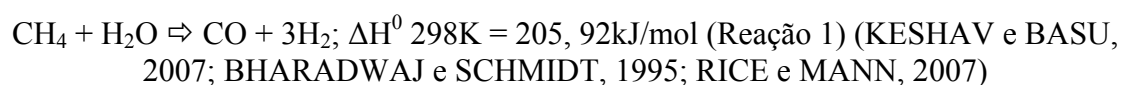
Historicamente a produção do *syngas* tem sido dedicada à indústria química. Em 1989 a capacidade de produção para esta indústria representava quase a metade da produção mundial de *syngas*, mas esse quadro tem sido alterado com a implementação de plantas para a produção de energia. A capacidade de produção de *syngas* adicionada entre 1990 e 1999 resultou em um aumento de 40% na capacidade da indústria de energia em relação à indústria química. Após o ano de 2000, a capacidade da indústria de energia representava quase 3 vezes a capacidade da indústria química, refletindo o aumento da demanda por eletricidade e a desregulação dos mercados mundiais de energia (GTC, 2007a). O Gráfico 1 ilustra esse aumento de capacidade.



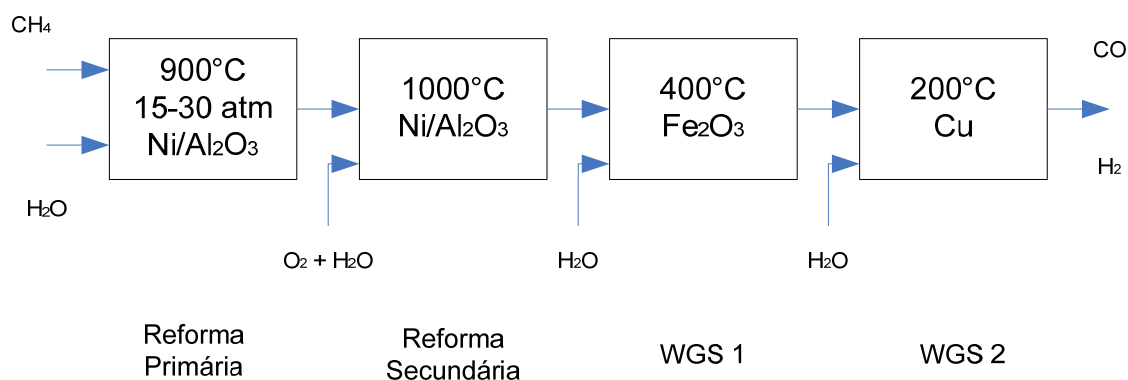
**Gráfico 1 - Capacidade mundial de Gaseificação por produto primário (milhões m³ de *syngas* / dia)**  
 Fonte: Adaptado de GTC, 2007.

## Processos Baseados na Reforma a Vapor

No processo SMR convencional, um reator multitubular contendo catalisador, localizado dentro de um forno, recebe calor por meio de queimadores (KESHAV e BASU, 2007; SONG e GUO, 2006; RICE e MANN, 2007). O processo pode ser representado de forma simplificada pela Reação 1 e Reação 2.



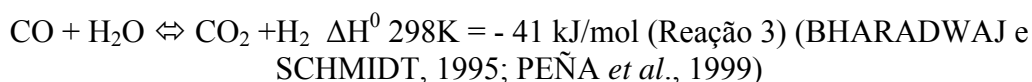
A Figura 1 apresenta o fluxograma de um reforma a vapor convencional, que pode apresentar variações em sua configuração. No primeiro estágio, <sup>27</sup> a reação (1) ocorre com o auxílio de catalisador a base de Ni ( $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ). O  $\text{CH}_4$  e excesso de  $\text{H}_2\text{O}$  reagem a uma temperatura de  $900^\circ\text{C}$ , pressão de 15 a 30 atm e uma razão <sup>28</sup>  $\text{H}_2\text{O}/\text{CH}_4$  tipicamente de 2 a 6, dependendo do uso do *syngas*. A reforma primária é seguida pela reforma secundária, que é uma reforma autotérmica, <sup>29</sup> na qual a parcela de 8 a 10% de  $\text{CH}_4$  que não foi convertida reage com mais  $\text{O}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ , auxiliado pelo catalisador ( $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ ) a uma temperatura de  $1.000^\circ\text{C}$  (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995).



**Figura 1-Fluxograma de um reforma a vapor convencional**

Fonte: Adaptado de BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995.

Dependendo do uso a que se destina o *syngas*, as plantas de reforma a vapor possuem, além do reator de reforma a vapor, unidades complementares. Por exemplo, as plantas destinadas à produção de  $\text{H}_2$  possuem uma unidade dedicada à reação de *Water-Gas-Shift* <sup>30</sup> (WGS), que tem o papel de aumentar a produção de  $\text{H}_2$  pela reação Reação 3.



<sup>27</sup> A conversão de  $\text{CH}_4$  no primeiro estágio é de 90-92% e a mistura resultante possui  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$  além do *syngas* (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995; PEÑA et al. 1999).

<sup>28</sup> A razão  $\text{H}_2\text{O}/\text{CH}_4$  é de 2 a 5 segundo PEÑA et al. (1999).

<sup>29</sup> A característica exotérmica da reação de oxidação permite a utilização de calor para a produção de vapor a uma alta pressão para a movimentação das turbinas que irão comprimir o *syngas* para a etapa de transformação (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995).

<sup>30</sup> A etapa de produção do *syngas* pode utilizar uma combinação de processos para obter a razão estequiométrica entre o  $\text{H}_2$  e o  $\text{CO}$ . Quando a razão  $\text{H}_2/\text{CO}$  está abaixo de 2 a composição do *syngas* não é estequiométrica para a síntese de FT. Neste caso a reação WGS tem papel fundamental para que a razão 2 seja obtida (VAN DER LAAN, 1999).

No esquema representado na Figura 1 a segunda reforma <sup>31</sup> é seguida por dois estágios de *water-gas-shift* (WGS), onde a razão H<sub>2</sub>/CO é modificada (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995). A composição típica do *syngas* é mostrada na Tabela 1.

**Tabela 1 – Composição típica do gás de saída da reforma a vapor**

Temperatura de saída, °C	890
Pressão de saída, bar	24
razão S/C	3,0
Componentes, % vol	
Hidrogênio	51,0
Monóxido de Carbono	10,4
Dióxido de Carbono	5,0
Metano	2,0
Vapor d'água	31,6

Fonte: Adaptado de SONG e GUO, 2006.

Um melhor conhecimento da influência da temperatura e dos gradientes na vida dos tubos permitiu que se concluísse que a temperatura é um fator crítico na parede dos tubos. O número de tubos no reformador é independente do diâmetro dos tubos, mas a possibilidade da utilização de tubos de menor diâmetro, mais próximos uns dos outros permite uma redução do volume total e do peso do reformador (ROSTRUP-NIELSEN, 2005).

Buscando tirar proveito desse desenvolvimento, a empresa HaldorTopsoe desenvolveu a tecnologia reforma de alto fluxo ou *High Flux Reformer* (HFR), que permite a redução de custo de 15% quando comparado aos reformadores mais antigos. O fluxo praticamente dobrou se comparado aos reformadores de 20 anos. O aumento no fluxo permite uma diminuição do número de tubos e uma diminuição no custo e no tamanho do reformador (ROSTRUP-NIELSEN, 2005).

Uma grande vantagem do processo SMR é que este não necessita de uma planta auxiliar para o fornecimento de oxigênio, o que resulta em uma redução nos custos e no espaço destinado à instalação da planta. <sup>32</sup>

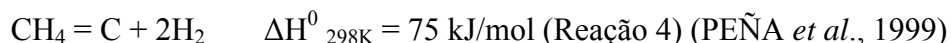
Apesar dessa vantagem este processo apresenta problemas como o consumo de energia, o custo de construção e a obtenção do *syngas* relativamente rico em hidrogênio, <sup>33</sup> com

<sup>31</sup> A primeira etapa WGS ocorre a uma temperatura de 400°C e depois segue para uma etapa WGS a 200°C. Os dois estágios têm o tempo de contato maior que 1s. O *syngas* segue então para os estágios de purificação (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995).

<sup>32</sup> Apesar da aparente vantagem em relação a outras tecnologias, para uma determinada capacidade mínima, as tecnologias POX e ATR, mesmo com a necessidade da planta criogênica de oxigênio, custam menos que a SMR (VOOSLO, 2001).

uma razão<sup>34</sup> H<sub>2</sub>/CO entre 3 e 5, que é alta em relação à razão ideal necessária para a síntese FT (KESHAV e BASU, 2007).

Uma razão<sup>35</sup> H<sub>2</sub>/CO mais adequada para a síntese de FT pode ser obtida com a reciclagem ou adição de CO<sub>2</sub> ao insumo da reação. Apesar dessa possibilidade, a adição de CO<sub>2</sub> pode causar problemas como a formação de carbono por causa da decomposição do metano, representada pela Reação 4, problemas com a desativação de catalisadores e *metal dusting corrosion*, como resultado da Reação de Boudouard, representada pela Reação 5 (SONG e GUO, 2006).



A SMR ainda apresenta desvantagens como o alto consumo de água, que dificulta a operação da planta em regiões áridas e uma baixa taxa de conversão de metano,<sup>36</sup> por causa da temperatura máxima de operação, que fica abaixo de 900°C (VOOSLO, 2001).

Algumas razões contribuem para o alto custo da SMR (COPELAND et al., 2005):

- Para suportar a alta pressão e temperatura (870°C, 20 atm) é necessária a utilização de ligas especiais para a fabricação dos tubos do reator. Ao mesmo tempo estes tubos precisam ter as paredes com uma grande espessura, para suportar essas condições de operação.
- A razão<sup>37</sup> H<sub>2</sub>/CO, que é maior que a necessária para os processos de produção do metanol e a síntese de Fischer-Tropsch, resulta em reformadores superdimensionados.
- Alta razão<sup>38</sup> S/C, consequentemente é necessário um maior consumo de vapor necessário para que não haja carbonização no reformador e nos equipamentos a jusante da reforma.

---

<sup>33</sup> Quando o objetivo é a produção de H<sub>2</sub> os custos da etapa de produção do syngas representam mais de 70% do custo de produção de H<sub>2</sub> (BASINI, 2005). Neste caso o processo possui uma unidade de separação de H<sub>2</sub>, que frequentemente utiliza a tecnologia PSA - *Pressure Swing Adsorption* (SONG e GUO, 2006).

<sup>34</sup> Razão H<sub>2</sub>/CO entre 2 e 4 (SONG e GUO, 2006).

<sup>35</sup> A razão H<sub>2</sub>/CO também pode ser ajustada por meio do aumento na temperatura, da diminuição na pressão e da redução da razão S/C. Apesar dessa possibilidade, o intervalo de ajuste é limitado (VOOSLO, 2001).

<sup>36</sup> A taxa de conversão do metano também está relacionada com a pressão de operação. Uma diminuição na pressão aumenta a taxa de conversão (VOOSLO, 2001).

<sup>37</sup> Razão H<sub>2</sub>/CO > 4 (VOOSLO, 2001)

- O trocador de calor precisa ter grandes dimensões, por causa da alta quantidade de calor fornecido à reação, do baixo coeficiente de troca de calor (na chama e entre as paredes internas e externas dos tubos), da alta resistência de transferência de calor pelo catalisador e do pequeno diferencial de temperatura entre as paredes dos tubos do gás de reforma (com o objetivo de prevenir a queima dos tubos).

Por causa dos custos gerados nas etapas do processo completo da SMR, algumas condições têm que ser satisfeitas para que a tecnologia de reforma a vapor seja considerada. A planta GTL deve ter uma escala relativamente pequena,<sup>39</sup> o H<sub>2</sub> removido precisa ter outras aplicações como, por exemplo, a produção de metanol ou amônia, a água necessária para o processo precisa estar disponível a um baixo custo e o gás natural utilizado como insumo precisa ter alto teor de CO<sub>2</sub>. (VOOSLO, 2001)

### ***Reforma Compacta - Compact Reforming - CR***

A reforma compacta representa um novo conceito de projeto para a tecnologia SMR. A sua estrutura (Figura 2) é semelhante ao desenho convencional de um trocador de calor “casco-tubos” (*Shell and Tube Heat Exchanger*) e permite a construção de um reator mais compacto que os reatores SMR convencionais (FLEISCH, 2006).

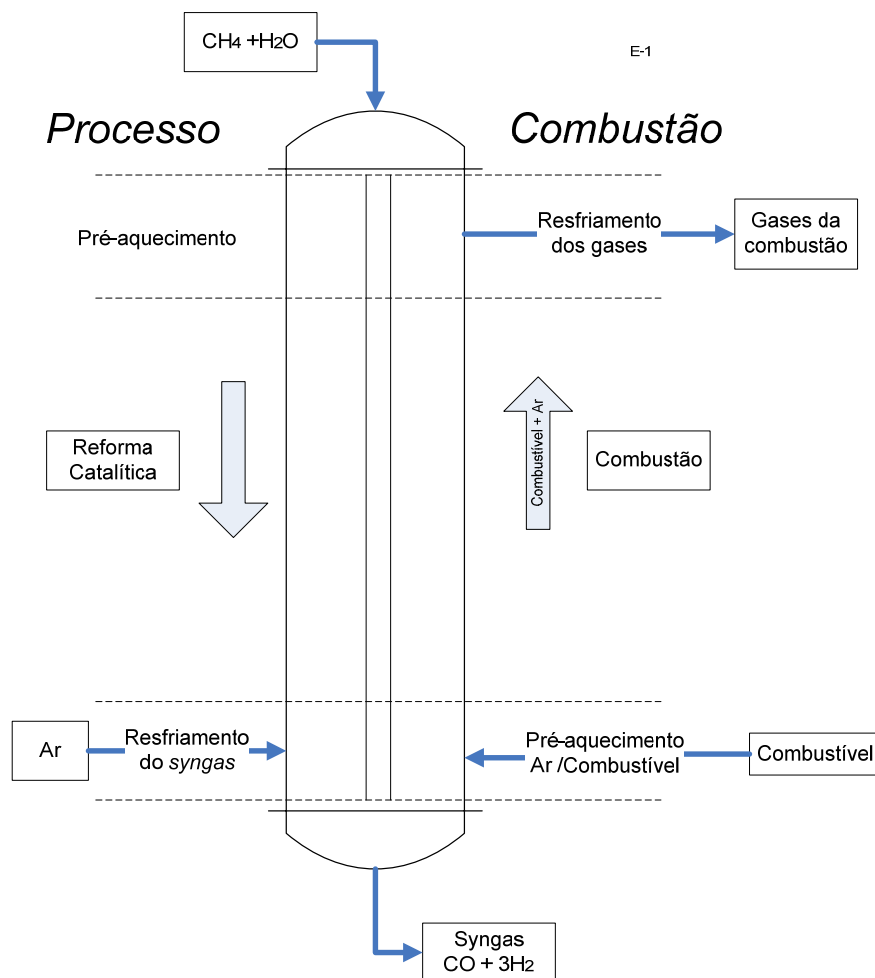
O resultado é o aumento da eficiência, a diminuição do tamanho das plantas, a diminuição no custo de capital e a redução das emissões. As empresas trabalhando nessa linha de pesquisa são: Air Products, KTI, ICI, BP/Kvaerner, Kellogg, Haldor Topsøe, Krupp Uhde, and Lurgi. (WILHELM *et al.*, 2001)

---

<sup>38</sup> Os custos para a produção de *syngas* são afetados pelas razões S/C e O/C. Se os valores dessas razões forem reduzidos, os custos de produção do *syngas* serão reduzidos, especialmente quando reduzidas razões de H<sub>2</sub>/CO forem necessárias. (BASINI e PIOVESAN, 1998) Plantas de reforma mais antigas utilizavam uma alta razão S/C, acima de 2,5. Plantas mais modernas, que utilizam novas tecnologias de reforma, permitem a utilização da razão S/C menor que 2,5 e em alguns casos abaixo de 2,0 (ROSTRUP-NIELSEN, 2005).

<sup>39</sup> Uma planta GTL, para valores de 2001, pode ser considerada relativamente pequena para uma capacidade menor que 10.000 bpd (1.590 m<sup>3</sup>/dia) (VOOSLO, 2001).





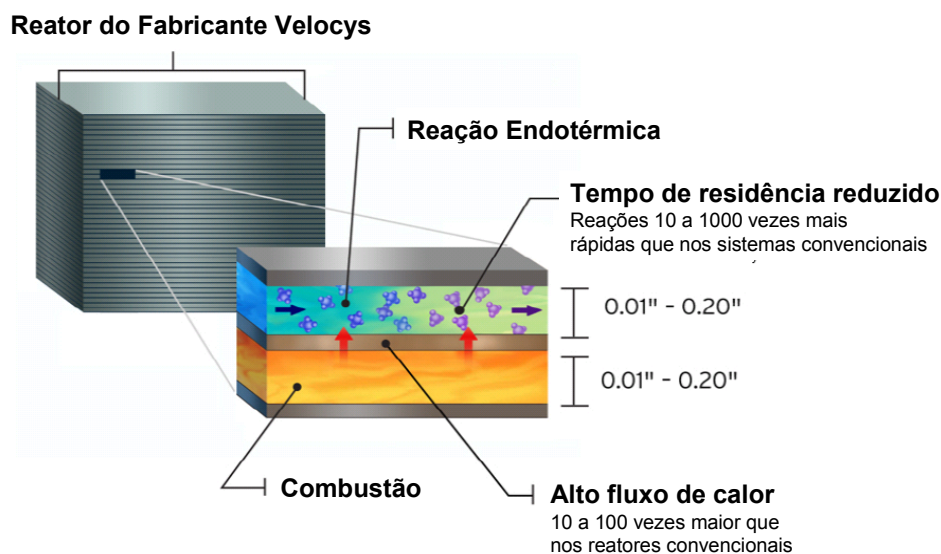
**Figura 2 – Esquema de funcionamento do reator da Reforma Compacta.**  
 Fonte: Adaptado de DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007.

### ***Tecnologia de Microcanais - Microchannel Reforming***

Existem diversos possíveis projetos para a utilização da reforma de microcanais, mas o conceito<sup>40</sup> básico de funcionamento é comum a todos eles. O reformador é projetado de forma que camadas adjacentes de microcanais permitam um alto fluxo de calor entre estas camadas (TONKOVICH *et al.*, 2007; BAIER e KOLB, 2007), minimizando o gradiente de temperatura e permitindo que as reações ocorram em uma média de temperatura mais alta, resultando em um aumento da eficiência do processo (CAO *et al.*, 2005).

<sup>40</sup> Reatores Catalíticos Laminar (Catalytic Plate Reactors) tiveram grande atenção na literatura principalmente nos casos em que processos endotérmicos e exotérmicos podem ser acoplados. Estudos foram realizados experimentalmente e por meio de simulações. Mais detalhes em ZANFIR E GAVRIILIDIS (2003), SERIS *et al.* (2007); PAN E WANG (2005), CAO *et al.* (2005); BAIER E KOLB (2007).

A Figura 3 ilustra o conceito de canais adjacentes que permitem a troca de calor entre a reação endotérmica e a reação de combustão.



**Figura 3 – Reator de microcanais**  
Fonte: BROPHY, 2004.

A intensificação<sup>41</sup> do processo por meio da arquitetura de microcanais permitiu a construção de reatores menores e mais leves com a produção de produtos químicos equivalente a grandes reatores (TONKOVICH *et al.*, 2007).

As vantagens da tecnologia são baseadas no uso de canais com pequeno diâmetro para aumentar a transferência de calor e massa em uma ou duas ordens de magnitude. Apesar da taxa<sup>42</sup> de transporte de massa das reações ser inversamente proporcional ao diâmetro<sup>43</sup> dos canais, o processo compensa essa característica com um aumento da área da superfície por unidade de volume, resultando em um aumento do total de produtividade por unidade de volume (TONKOVICH *et al.*, 2004).

Esta configuração permite operar competitivamente mesmo em pequenas escalas e a diminuição do seu tamanho e peso permite a mobilidade dos equipamentos, que podem ser transportados por caminhões ou navios (SERIS *et al.*, 2007).

<sup>41</sup> As reações ocorrem de 10 a 1.000 vezes mais rapidamente e o fluxo de calor entre é de 10 a 100 vezes maior que nos reatores SMR convencionais (BROPHY, 2004).

<sup>42</sup> Resultados semelhantes com um incremento da ordem de duas vezes o valor da reforma convencional também foram atingidos por ZANFIR e GAVRIILIDIS (2003).

<sup>43</sup> As dimensões típicas dos canais estão entre 50 a 5.000  $\mu\text{m}$  e o regime do escoamento é geralmente laminar (TONKOVICH *et al.*, 2004).

Outra característica é a sua reduzida sensibilidade ao movimento.<sup>44</sup> A quantidade de reagente, com fluxo a altas velocidades dentro dos microcanais, é relativamente pequena, o que reduz os efeitos das forças da gravidade (TONKOVICH *et al.*, 2007).

O consumo de água é menor que o consumo da reforma tradicional como resultado da baixa razão S/C (TONKOVICH *et al.*, 2007).

Avanços nos catalisadores permitem o aumento de produtividade da tecnologia por unidade de volume (TONKOVICH *et al.*, 2004).

A tecnologia de microcanais tem se expandido rapidamente na última década. Diversas organizações, incluindo IMM<sup>45</sup>, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH (Karlsruhe), DuPont, University of Newcastle, MIT, and the Battelle Pacific Northwest National Laboratory encontram-se envolvidas no desenvolvimento desta tecnologia. A maioria das pesquisas desenvolvidas nesta área visa o processo de pequena escala, incluindo produção de químicos e combustíveis (TONKOVICH *et al.* 2004).

No desenvolvimento de tecnologias específicas para a exploração de reservas de gás remotas ou *offshore* foram identificadas, atualmente, três empresas que seguem duas linhas de pesquisa, diferenciadas pelos produtos finais. A primeira é a obtenção de produtos F-T ou a produção do *syncrude*.<sup>46</sup> A segunda linha é a produção de metanol. Na primeira linha encontra-se a empresa CompactGTL. Na produção de metanol destacam-se as empresas Heatric e Velocys.

### ***Haldor Topsoe Convective Reformer (HTCR)***

A tecnologia HTCR, desenvolvida pela Haldor Topsoe utiliza o princípio da convecção, o que permite o desenho de reatores mais compactos que os reatores convencionais. O desenho compacto permite a instalação em plantas pré-montadas e em módulos. A tecnologia já vem sendo utilizada em plantas de produção de hidrogênio (HALDOR TOPSOE, 1999).

---

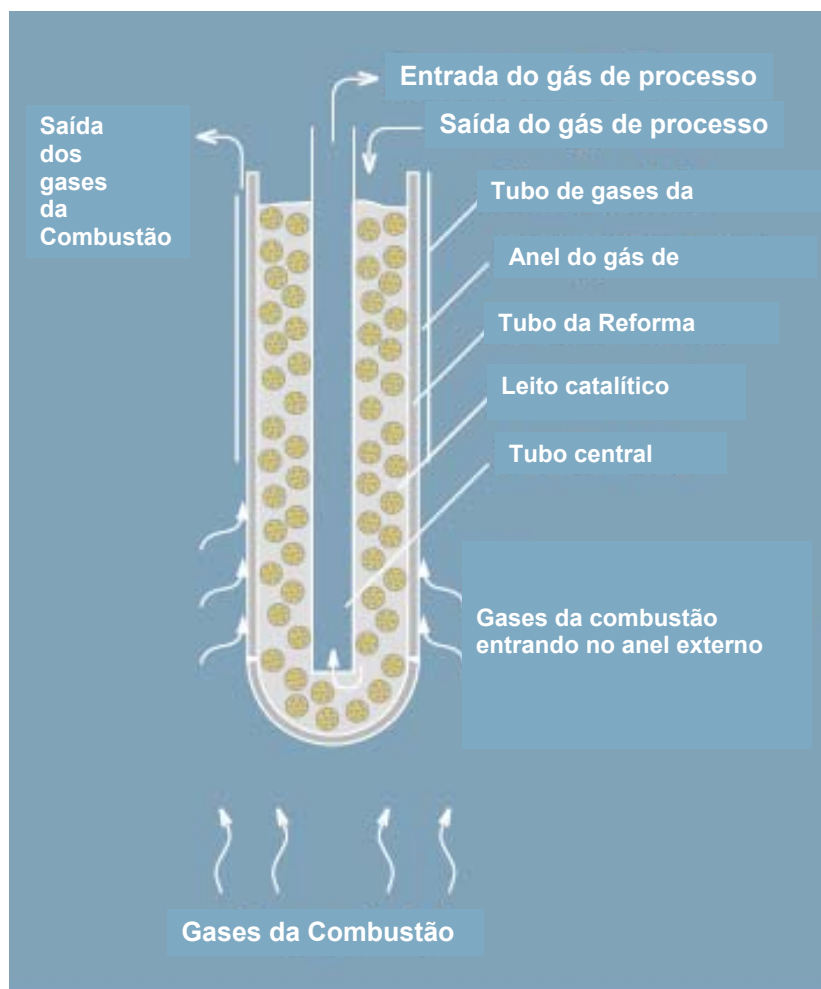
<sup>44</sup> No caso da presença da etapa de destilação, há o cuidado do uso de pequenas torres de destilação para minimizar os efeitos dos movimentos do navio sobre a hidrodinâmica dos fluidos (TONKOVICH *et al.*, 2007).

<sup>45</sup> No site <http://www.imm-mainz.de> existe uma grande quantidade de artigos sobre a tecnologia de microcanais.

<sup>46</sup> O *syncrude* é o produto obtido na etapa da síntese de F-T, antes da etapa de hidrotratamento.

O processo permite a troca de calor em forma de contra corrente entre os gases de combustão, que estão do lado de fora, com os gases da reforma, que estão dentro dos tubos. A Figura 4 mostra o princípio utilizado nos tubos do reator HTCR (HALDOR TOPSOE, 1999).

Uma das principais características da HTCR é que aproximadamente 80% do calor da combustão pode ser utilizado, enquanto que o processo de reforma convencional a troca de calor permite que apenas 50 % desse calor sejam aproveitados no processo. O resultado é um consumo de energia de 15% a 20% menor que a reforma convencional. A geração de vapor é balanceada de forma que todo o vapor é utilizado internamente e não haja exportação de vapor (HALDOR TOPSOE, 2007a).



**Figura 4 – Princípio de funcionamento da HTCR**  
Fonte: HALDOR TOPSOE, 1999.

## Processos Baseados na Oxidação Parcial

### *Oxidação Parcial Não Catalítica - POX*

O processo de oxidação parcial é uma reação exotérmica, não catalítica, do  $\text{CH}_4$  com o oxigênio, a uma alta temperatura e pressão, para a produção do *syngas* (SONG e GUO, 2006). A razão de  $\text{H}_2/\text{CO}$  menor que 2, próxima da razão ideal necessária para a síntese F-T é resultado da falta ou do uso de muito pouco vapor no processo (VOOSLO, 2001).

A oxidação parcial tem como característica uma maior flexibilidade<sup>47</sup> em relação ao insumo, quando comparada a ATR. Podem ser utilizados desde o gás natural até coque de petróleo. A sua pequena difusão, não em termos de escala, mas em termos de número de plantas, ocorre por causa dos seus altos custos<sup>48</sup> e ao consumo de oxigênio. A Tabela 2 compara os valores da razão  $\text{H}_2/\text{CO}$  para diversos insumos.

**Tabela 2 - Comparação da razão  $\text{H}_2/\text{CO}$  para diferentes insumos (POX)**

Insumo	Gás Natural	64° API Nafta	9,6° API Óleo Combustível	4,3° API Resíduo de vácuo	H-óleo btms.	0° API Asfalto	Coque de Petróleo
Razão C/H <sub>2</sub> , wt/wt	3,22	5,17	8,82	8,68	9,49	9,50	24,80
Consumo de O <sub>2</sub> , Nm <sup>3</sup> (O <sub>2</sub> )/MNm <sup>3</sup> (H <sub>2</sub> +CO)	255	248	254	265	292	292	355
Razão H <sub>2</sub> /CO, mol/mol	1,75	1,13	0,95	0,92	0,81	0,84	0,4

Fonte: SONG e GUO, 2006.

Muitos dos problemas encontrados na SMR podem ser eliminados na POX ou ATR. Na POX o calor é gerado internamente, na reação de produção de CO. Assim, o material utilizado na fabricação dos tubos pode ser diferente, gerando uma considerável redução nos custos de capital. Os tubos de liga de alumínio utilizados na SMR podem ser substituídos por tubos de aço carbono de menor custo (COPELAND *et al.*, 2005).

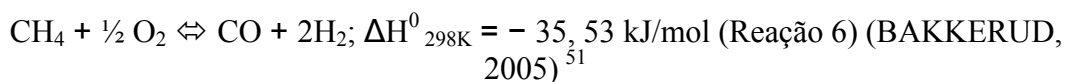
Uma desvantagem, comum para a SMR e a POX, é a pequena flexibilidade em relação à variação da capacidade de produção da planta (BASINI, 2005).

<sup>47</sup> A POX pode, teoricamente, processar qualquer hidrocarboneto, desde o gás natural até coque de petróleo, até mesmo insumos sólidos como carvão e coque metalúrgico. Mas a razão  $\text{H}_2/\text{CO}$  depende da razão C/H<sub>2</sub> do insumo utilizado (SONG e GUO, 2006).

<sup>48</sup> Essas características tornam a reação de oxidação parcial competitiva com a reforma a vapor apenas em aplicações de larga escala, para fluxos de  $\text{H}_2$  maiores que 250.000 Nm<sup>3</sup>/h (BASINI, 2005).

Por ser uma reação exotérmica, representada pela Reação 6, e pela ausência de catalisador, essa reação acaba apresentando desvantagens em relação à ATR por causa da alta temperatura de saída do reator. A temperatura <sup>49</sup> atinge de 1.400 a 1.500°C, gerando um elevado custo de fabricação por causa do uso de materiais específicos aplicados na sua construção. Ainda apresenta formação de fuligem<sup>50</sup> e níveis mais elevados de amônia e HCN, gerando a necessidade da utilização de um *scrubber* para a limpeza do gás (SONG e GUO, 2006; VOOSLO, 2001).

A POX apresenta um alto consumo de oxigênio e por causa da ausência da reação de WGS, o metano não convertido, assim como o produzido pela síntese F-T, não pode ser reciclado sem que o CO<sub>2</sub> seja removido do gás efluente da síntese de F-T (VOOSLO, 2001).



A composição do *syngas* obtido tanto no processo SMR, quanto no POX pode ser manipulada dentro de certos limites. Isso é possível com a alteração de algumas condições do processo e/ou com a adição de novas etapas. Apesar da possibilidade de manipulação, a necessidade de uma razão H<sub>2</sub>/CO de aproximadamente 2 para a síntese de F-T não permite uma utilização totalmente satisfatória da SMR ou da POX para aplicações GTL (WILHELM *et al.*, 2001).

Outra variável crítica é o teor de metano no *syngas* (que deve estar abaixo de 3% v/v em base seca). Neste caso, por exemplo, a rota POX acaba precisando aplicar temperaturas muito elevadas (caso da planta em Bintulu), para obter elevada conversão de metano e reduzir a formação de fuligem. Isto leva a custos muito altos de investimento e operação. A Tabela 3 resume algumas técnicas para o ajuste da razão H<sub>2</sub>/CO do *syngas* obtido.

<sup>49</sup> Para que a conversão ocorra na ausência de catalisador, a temperatura fica entre 1.200 e 1.500 °C (SONG e GUO, 2006; VOOSLO, 2001).

<sup>50</sup> A composição do *syngas* não pode ser alterada pela adição de vapor porque aumentaria a formação de fuligem (SONG e GUO, 2006).

<sup>51</sup> Para SONG e GUO (2006)  $\Delta H^0_{298\text{K}} = 38 \text{ kJ/mol}$ .

**Tabela 3 - Técnicas para o ajuste da razão H<sub>2</sub>/CO do syngas obtido**

<b>Efeito na razão H<sub>2</sub>/CO</b>	<b>Diminui</b>	<b>Aumenta</b>
Reciclagem de CO <sub>2</sub>	X	
Importação de CO <sub>2</sub>	X	
Remoção de H <sub>2</sub> via membrana	X	
Remoção de CO <sub>2</sub>		X
Aumento do vapor		X
Adicionar reação <i>shift</i>		X

**Variação aproximada na razão H<sub>2</sub>/CO para a alimentação do gás natural**

	SMR	R. Combinada	ATR	POX
Importação de CO <sub>2</sub> ou remoção de H <sub>2</sub> via membrana	< 3.0	< 2.5	< 1.6	< 1.6
Reciclagem total de CO <sub>2</sub>	3.0	2.5	1.6	1.6
Sem reciclagem de CO <sub>2</sub>	5.0	4.0	2.65	1.8
Aumento do vapor	> 5.0	> 4.0	> 2.65	> 1.8
Adicionar reação <i>shift</i>	∞	> 5.0	3.0	> 2.0

Fonte: Adaptado de WILHELM *et al.*, 2001.

O alto custo do processo é consequência do investimento para a construção e operação da planta criogênica de O<sub>2</sub>.<sup>52</sup>

### ***Oxidação Parcial de Alta Eficiência - High Efficiency Oxidation Process - HOP***

O processo é baseado no uso de uma substância em cuja superfície se processa a adsorção do O<sub>2</sub>. Essa substância regenerável e de vida longa transfere o O<sub>2</sub> do ar para o reformador, onde este supre a reação de POX.

Apesar de o processo HOP necessitar de uma maior quantidade de reciclagem de CO<sub>2</sub>, uma maior razão S/C de 1,2 versus 0,6 para o processo ATR e operar a uma temperatura de reforma mais baixa, igual a 950 °C, este processo requer menor custo de investimento e produz 5% a mais de combustível que o processo baseado na ATR (COPELAND *et al.*, 2003).

O custo de capital estimado para esta tecnologia considera a geração de vapor, pré-tratamento, compressores para a reciclagem, queimadores e equipamento de geração, mas exclui a síntese de FT e a unidade de *upgrading*. Por causa do alto custo de capital da planta ASU e a energia para a sua operação, o processo ATR tem um custo para os

<sup>52</sup> O processo criogênico de separação é o processo de menor custo para a separação do O<sub>2</sub> do ar. Apesar disso o custo de operação é alto por causa do consumo de energia elétrica para a operação de compressores. (COPELAND *et al.*, 2005).

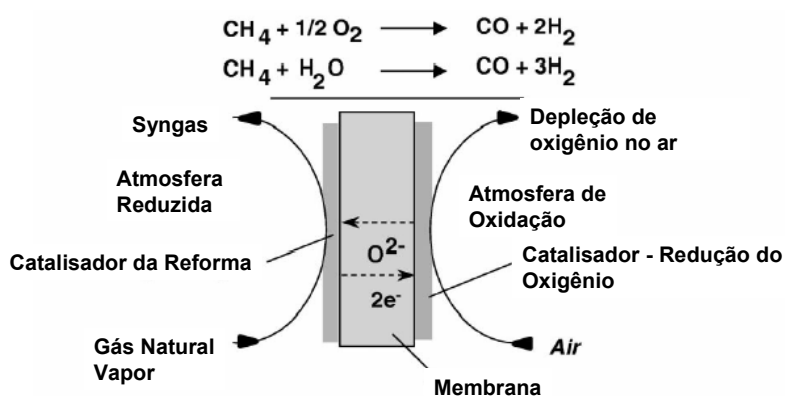
seus produtos de US\$ 17,05/b, contra o custo de US\$ 13,37/b para o processo HOP. Essa diferença representa uma redução de 22% (COPELAND *et al.*, 2003).

### ***Tecnologia de Separação de O<sub>2</sub> por Membranas - Ceramic Membrane Reforming - CMR***

A tecnologia CMR dispensa o uso de uma unidade ASU, obtendo o O<sub>2</sub> por meio da utilização de uma membrana (BAKKERUD, 2005).<sup>53</sup>

Estudos preliminares indicam que a tecnologia CMR é promissora para a redução dos custos de produção de *syngas* em uma planta GTL. A combinação da produção de O<sub>2</sub> por meio da CMR e as etapas de reforma em uma mesma unidade podem resultar em um ganho de eficiência térmica da planta (VOOSLO, 2001; WILHELM *et al.*, 2001; DYER *et al.*, 2000).

Uma característica da tecnologia CMR é a possibilidade da alta transferência de O<sub>2</sub>. O resultado é a possibilidade de fabricação de reatores CMR compactos e com um baixo peso (DYER *et al.*, 2000). Essas características são atrativas para aplicações *offshore*. A Figura 5 ilustra o conceito da tecnologia CMR.



**Figura 5 - Conceito da tecnologia CMR**

Fonte: DYER *et al.*, 2000.

Para plantas de larga escala, a tecnologia CMR não parece competitiva porque a área da membrana é diretamente proporcional à capacidade da planta, enquanto que para uma

<sup>53</sup> Do ar que é introduzido em um dos lados da membrana, apenas o O<sub>2</sub> passa através dela para reagir com o hidrocarboneto e formar o *syngas* (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).



unidade ASU <sup>54</sup> existe um ganho de escala com o aumento da sua capacidade (BAKKERUD, 2005).

Apesar do grande potencial apresentado, diversos desafios precisam ser vencidos. Alguns desses desafios podem ser listados (DYER *et al.*, 2000):

- Melhoria de design e engenharia de processo para a integração com êxito dos potenciais da CMR;
- Materiais mais estáveis e selos (lacs) que atendam a performance necessária para o processo;
- Desenvolvimento de um processo de fabricação da membrana que seja economicamente viável;
- Melhorar o tempo de vida útil do processo e a sua confiabilidade.

Como já havia sido dito anteriormente, a maior parte do investimento de uma planta GTL é destinada à etapa de geração do *syngas*. Portanto, a utilização de uma tecnologia que permita a redução no custo de obtenção do O<sub>2</sub> resultará em uma redução no custo<sup>55</sup> final da produção de líquidos (DYER *et al.*, 2000).

A tecnologia CMR tem o potencial de diminuir o custo do O<sub>2</sub> em aproximadamente 30%. A estimativa é uma redução de US\$40,00/ton de oxigênio produzido por uma planta ASU para US\$30/ton de oxigênio para a tecnologia CMR (COPELAND *et al.* 2005).

Apesar das vantagens apresentadas, esta tecnologia ainda está em estágio de desenvolvimento e precisa enfrentar severos desafios quanto à integridade mecânica e a estabilidade da membrana (BAKKERUD, 2005; VOOSLO, 2001). Se houver a necessidade de compressão do ar para que as pressões se mantenham iguais em ambos os lados da membrana, o processo pode não ser economicamente viável. Isso ocorre porque as reações ocorrem a pressões diferentes da pressão atmosférica e esse diferencial de pressão pode demandar muito da integridade mecânica da membrana (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

---

<sup>54</sup> Para plantas de larga escala, a separação de O<sub>2</sub> por planta criogênica ainda é o processo de menor custo (COPELAND *et al.* 2005). Ver também, em SMITH E KLOSEK (2001), o estudo comparativo entre as tecnologias de produção de O<sub>2</sub>.

<sup>55</sup> O uso de O<sub>2</sub> para a POX resulta na melhor economia entre os processos convencionais (POX, ATR, SMR, Combined reforming) (DYER *et al.*, 2000).

Esta tecnologia vem sendo intensamente pesquisada por dois consórcios industriais. Um dos consórcios é liderado pela empresa *Air Products*<sup>56</sup> juntamente com o Departamento de Energia dos EUA (DOE). Ainda participam desse consórcio a ARCO, Babcock and Wilcox, Chevron, Norsk Hydro e outros. O segundo grupo que é baseado exclusivamente em investimento privado é formado pelas empresas Amoco, BP, Praxair, Statoil, Phillips Petroleum and Sasol (WILHELM *et al.*, 2001).

### ***Oxidação Parcial Catalítica - Catalytic Partial Oxidation -CPOX***

Na oxidação parcial catalítica, a conversão química ocorre no reator (*Catalytic Bed Membrane Reactor*) sem o uso de um queimador (KESHAV e BASU, 2007; AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003; BAKKERUD, 2005). A Reação 6 representa a produção do *syngas* pela CPOX.

Ainda que estudos indiquem que essa reação pode ocorrer a baixas temperaturas, o que resultaria na relação estequiométrica que se busca para o *syngas* na prática essa reação sempre será acompanhada pela reforma a vapor e pela reação WGS, assim como juntamente com a combustão dos reagentes e dos gases produzidos (BAKKERUD, 2005).

Uma desvantagem deste processo é a impossibilidade de pré-aquecimento da mistura de entrada na CPOX até as mesmas temperaturas<sup>57</sup> utilizadas na ATR por causa de sua característica altamente inflamável (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995).

Além de apresentar uma composição altamente inflamável da mistura de entrada no reator, a CPOX também apresenta um consumo maior de gás natural e de oxigênio quando comparado a ATR. A razão para esse consumo mais elevado é a baixa temperatura da mistura de entrada. Para que a temperatura desejada de saída seja

---

<sup>56</sup> A empresa Air Products vem desenvolvendo esta tecnologia há mais de uma década e se juntou a empresa Ceramtec Inc. para o desenvolvimento do processo de fabricação da membrana (DYER *et al.*, 2000).

<sup>57</sup> A temperatura de auto-ignição depende da composição do gás, mas está perto dos 250 °C (BAKKERUD, 2005).

obtida, grande parte do hidrocarboneto que entra no reator sofre combustão, utilizando grandes quantidades de O<sub>2</sub>. (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).<sup>58</sup>

O problema do consumo de O<sub>2</sub> e o problema de segurança, causado pelo risco<sup>59</sup> de ignição, representam uma grande desvantagem para a utilização da CPOX (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003; BAKKERUD, 2005).

Como já havia sido comentado anteriormente, o elevado consumo de O<sub>2</sub> representa um problema, já que o investimento na planta de produção de O<sub>2</sub> representa 40% do investimento na reforma do metano (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003; BAKKERUD, 2005).

Essa tecnologia ainda não pode ser considerada para a planta GTL porque ainda está em fase de desenvolvimento (SONG e GUO, 2006). A Tabela 4 mostra uma comparação do consumo de O<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> entre os processos ATR e CPOX.

**Tabela 4 - Comparação do consumo de O<sub>2</sub> e CH<sub>4</sub> entre os processos ATR e CPOX**

Reator	Razão S/C	Temperatura do insumo, entrada do reator (°C)	Consumo de Oxigênio (relativo)	Consumo de Gás Natural (relativo)
ATR	0,6	650	100	100
CPO	0,6	200	121	109
ATR	0,3	650	97	102
CPO	0,3	200	114	109

Nota: Uma pré-reforma adiabática está localizada *upstream* da ATR. CO<sub>2</sub> é introduzido antes da oxidação parcial a 200°C em uma quantidade para gerar uma razão H<sub>2</sub>/CO = 2,0; Pressão = 2,5 bar; Temperatura do O<sub>2</sub> = 200°C; Temperatura de saída = 1050°C

Fonte : AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003.

## Processos Baseados na Reforma Autotérmica

A ATR integra as reações da SMR e da POX em um único reator, resolvendo as deficiências apresentadas em cada uma das reações (SONG e GUO, 2006).

<sup>58</sup> A composição do gás efluente da reação CPOX pode ser prevista por estudos termodinâmicos (BAKKERUD, 2005) e é similar ao gás obtido na ATR, desde que as condições de entrada (massa, temperatura, pressão e composição) sejam as mesmas. (AASBERG-PETERSEN. *et al.*, 2003; BAKKERUD, 2005).

<sup>59</sup> Uma alternativa para a redução do risco é a utilização do ar como oxidante. Mas plantas GTL e aplicações similares operando a altas pressões apresentam risco, ainda que menor. Ainda assim, o uso do ar como oxidante não é economicamente viável (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

Com diferentes composições, quando são misturadas as correntes de *syngas* produzidas em cada uma das reações fornecem um insumo com a composição adequada para a síntese de F-T (WILHELM *et al.*, 2001).

Na ATR as reações da reforma endotérmica não são alimentadas pela energia gerada na combustão externa de combustíveis, o que caracteriza a SMR convencional. As reações são assistidas pela combustão interna ou oxidação de parte dos insumos de hidrocarbonetos (WILHELM *et al.*, 2001).

A ATR faz uso de catalisador, na presença de oxigênio <sup>60</sup> e vapor, para a reforma do gás natural. Por apresentar condições menos severas que a POX, como a temperatura <sup>61</sup> de saída dos gases em aproximadamente 1.000 °C, e utilizar a razão S/C maior que 1,3, o *syngas* obtido não apresenta fuligem, e apresenta menos amônia e HCN quando comparado ao processo POX (VOOSLO, 2001).

A razão S/C de 1,3 resulta em um *syngas* com uma razão <sup>62</sup> H<sub>2</sub>/CO de aproximadamente 2,5, que ainda é mais alta que a necessária para a síntese de F-T (VOOSLO, 2001; BASIN, 2005).

O controle para a obtenção de uma razão adequada de H<sub>2</sub>/CO pode ser conseguido com a combinação da redução da razão S/C e a reciclagem de CO<sub>2</sub> para o reformador (VOOSLO, 2001; RICE e MANN, 2007). Apesar dessa possibilidade, quanto maior a reciclagem do gás, rico em CO<sub>2</sub>, para o reformador, maior terá que ser capacidade da etapa de *syngas* por tonelada de produto, consequentemente os custos e as dimensões também aumentarão.

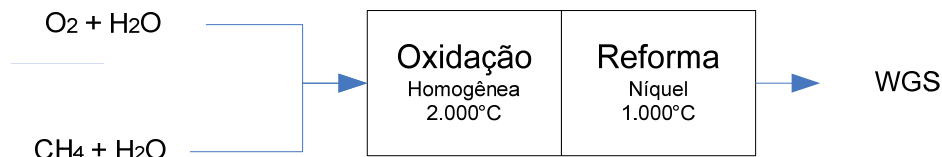
A Figura 6 representa o processo ATR *stand-alone*, de uma única etapa. Nesta configuração o CH<sub>4</sub> reage com o O<sub>2</sub> e os produtos dessa oxidação parcial são reformados por H<sub>2</sub>O num reator com o catalisador Ni. A composição do *syngas* segue para os estágios onde a reação WGS ajustará a sua composição (BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995).

---

<sup>60</sup> A utilização do ar na reforma secundária já é uma tecnologia bem estabelecida, sendo comumente utilizada para a produção do *syngas* em plantas de produção de amônia. A empresa Syntroleum propõe o desenvolvimento e aplicação da ATR que utilize o ar no lugar do O<sub>2</sub>, eliminando a necessidade de uma planta de fornecimento de O<sub>2</sub> (WILHELM *et al.*, 2001).

<sup>61</sup> Tipicamente a ATR opera com temperaturas de 1927 °C na zona de combustão e 927°C a 1127°C na zona do catalisador (PEÑA *et al.*, 1999).

<sup>62</sup> A razão H<sub>2</sub>/CO obtida na ATR pode ser obtida entre 1,5/1 a 3,0/1 (RICE e MANN, 2007).



**Figura 6 - Esquema simplificado da ATR stand-alone**  
Fonte: Adaptado de BHARADWAJ e SCHMIDT, 1995.

### ***Reforma Secundária ou Combined Reforming***

Quando o conceito ATR é aplicado a reatores que utilizam, como insumo, gases parcialmente reformados em um reformador preliminar, estes reatores formam uma subcategoria no processo ATR chamada de reforma secundária (WILHELM *et al.*, 2001; KESHAV e BASU, 2007).

A principal característica desse processo é que o primeiro estágio, baseado na SMR, e o segundo estágio, baseado na ATR, ocorrem em diferentes reatores (KESHAV e BASU, 2007). As principais etapas do processo são: desulfurização, pré-reforma (adiabatic pré-reforming), ATR e Heat-recovery (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

A etapa de desulfurização, quando o enxofre é retirado, tem como objetivo evitar a contaminação do catalisador utilizado na pré-reforma. Em seguida, vapor d'água é adicionado ao gás para que esta mistura siga para a pré-reforma adiabática. A pré-reforma é um processo adiabático, que ocorre num reator de leito fixo com uso de Ni como catalisador. Nesta etapa, os hidrocarbonetos são convertidos em uma mistura de  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}_2$ . A (Reação 5 e a (Reação 6 ocorrem nesta etapa (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

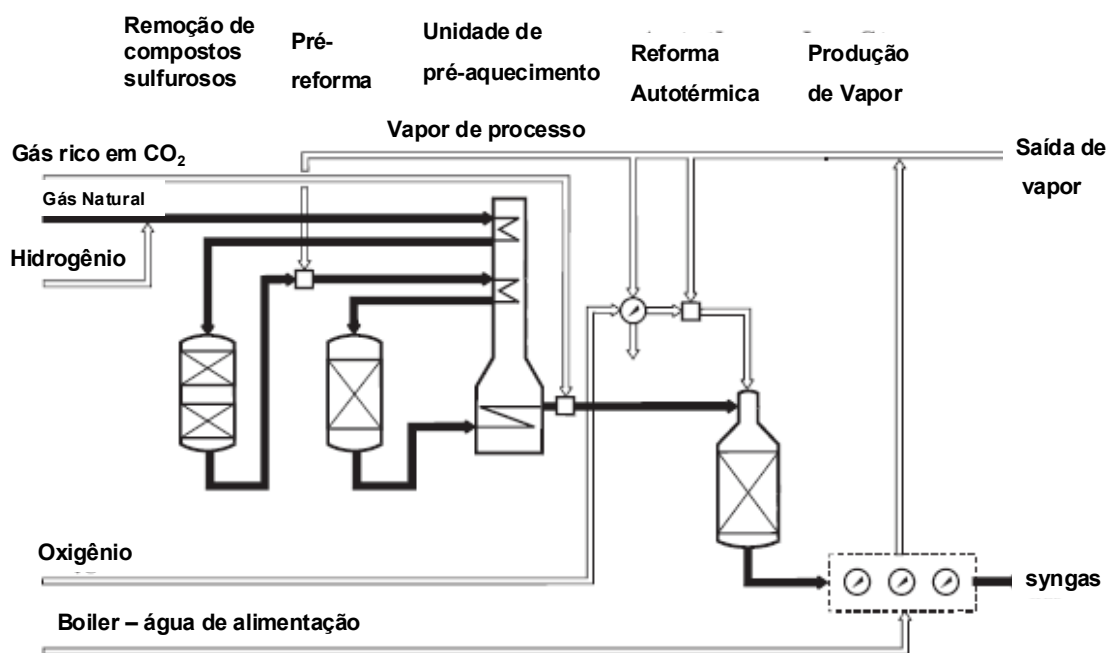
Nesta configuração a parte principal da síntese de gás em uma unidade GTL é a ATR, mas o uso da pré-reforma reduz o volume de  $\text{O}_2$  consumido em relação ao volume de produto obtido (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

O gás de baixa pressão obtido na primeira etapa SMR tem a sua pressão aumentada no processo ATR, eliminando a necessidade de um compressor e consequentemente o custo associado a sua utilização. Apesar disso, a utilização de dois reatores aumenta os custos envolvidos (KESHAV e BASU, 2007).

Uma planta GTL pode ter sua eficiência térmica aumentada em 1 ou 2 %, dependendo do grau de integração energética e de condições específicas de operação, com a utilização da reforma combinada (VOOSLO, 2001).

Os custos envolvidos na reforma combinada são menores que a SMR e maiores que a ATR e a sua utilização dependerá do custo do gás natural (VOOSLO, 2001).

Outros detalhes de projeto na etapa de produção de *syngas* influenciam o custo e a eficiência térmica de uma planta GTL. A temperatura de pré-aquecimento do O<sub>2</sub> e do gás natural. Quanto maior for essa temperatura, menor será a quantidade de O<sub>2</sub> utilizado. A temperatura máxima utilizada é determinada por razões de segurança e pela necessidade de prevenção da formação de fuligem. A eficiência de recuperação de energia do vapor está diretamente relacionada com a sua pressão. O inconveniente é que os custos do vapor e do sistema de tratamento de água de alimentação do trocador de calor também têm a mesma relação com a pressão do vapor. A pressão ótima será determinada pelo custo relativo entre o custo de capital e a energia (VOOSLO, 2001). O esquema típico da ATR está representado na Figura 7.



**Figura 7 – Conceito do processo para a produção do gás de síntese pela pré-reforma adiabática e reforma autotérmica.**

Fonte: AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003.

As reformas ATR e secundária tem diferentes características térmicas e de formação de fuligem que requerem diferentes projetos de reatores e queimadores. Essas diferenças são resultantes das diferentes composições de seus insumos, em particular a baixa concentração de combustíveis na alimentação da reforma secundária (WILHELM *et al.*, 2001).

Apesar de ser a tecnologia mais adequada para as aplicações GTL, por causa da sua razão  $H_2/CO$ , esta tecnologia ainda precisa de algumas melhorias (BASINI, 2005). Existem possibilidades de otimização da tecnologia ATR, especialmente por meio da redução da razão S/C.<sup>63</sup> Uma planta que opera com baixa razão S/C melhora o resultado econômico do processo, melhora a composição do *syngas*, resultando em uma redução no investimento por volume do produto e um aumento na capacidade da planta. (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003; BAKKERUD, 2005). Apesar dessas vantagens, a redução S/C aumenta o risco de formação de fuligem no reator ATR e de depósito de carbono na pré-reforma. A Tabela 5 mostra a relação percentual para três diferentes razões de vapor/carbono (AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003).

**Tabela 5 - Relação percentual para três diferentes razões de  $H_2O/C$**

$H_2O/C$	0,2	0,6	1,0
Consumo de energia (relativo)	0,97	1,00	1,03
Investimento (relativo)	0,9	1,0	1,1

Fonte: AASBERG-PETERSEN *et al.*, 2003.

A ATR e a Reforma Secundária são distintas, mas os usuários e os fornecedores das tecnologias nem sempre fazem essa distinção. Na maioria dos casos a reforma secundária é chamada de ATR. A maioria das plantas comerciais envolve as duas tecnologias, especialmente plantas de metanol que utilizam oxigênio e plantas para a produção de amônia que utilizam ar no lugar de oxigênio (WILHELM *et al.*, 2001).

Parte da atenção dada a ATR para o processo GTL deve-se ao fato da razão  $H_2/CO$ , obtida no processo ATR, ser compatível com a razão do *syngas* que será o insumo da etapa seguinte, a síntese F-T. Mas outras características desse processo, como alto potencial de economia de escala, baixo custo de capital e por ser relativamente

<sup>63</sup> Os limites dessa razão ainda estão sendo pesquisados em plantas pilotos e estudos teóricos, mas o limite comercial já alcançado pelos fabricantes corresponde a 0.6 (v/v), que ainda é um valor alto para a obtenção de uma razão  $H_2/CO$  igual a 2 (v/v) (BASINI, 2005; BAKKERUD, 2005). A operação a uma baixa razão S/C transformou a ATR no processo mais eficiente para a produção do *syngas*. Futuramente plantas de produção de amônia e metanol utilizaram ATR no lugar da reforma primária (RICE e MANN, 2007).

compacto, contribuem para a viabilidade econômica de uma planta GTL (WILHELM *et al.*, 2001).

A sua utilização comercial ainda é limitada, existem poucas plantas com essa tecnologia. Uma delas é a planta da SASOL localizada na África do Sul, que utiliza a tecnologia sob licença da Lurgi e Haldor-Topsoe (RICE e MANN, 2007a).

O processo ATR oferece grande perspectivas de melhorias tanto para sua utilização sozinha como em conjunto como é o caso da tecnologia *Haldor Topsøe Exchange Reformer* (HTER) (BAKKERUD, 2005).

### ***Reforma com Trocador de Calor - Heat Exchange Reforming - HER***

A combinação do processo *Heat Exchange Reformer* com a ATR é bem parecida com a Reforma Combinada. A grande diferença é que nesse processo o calor utilizado na SMR não é fornecido pela queima de combustível, mas sim fornecido indiretamente pela troca de calor com um fluxo de gás a alta temperatura. Geralmente esse gás a alta temperatura é o efluente do processo ATR (WILHELM *et al.*, 2001; VOOSLO, 2001; RICE e MANN, 2007).

No processo HER o catalisador da reforma está localizado nos tubos enquanto que o gás a alta temperatura está na carcaça do trocador.

Esta configuração apresenta uma economia de aproximadamente 30% no consumo de O<sub>2</sub> e um aumento de 4% aproximadamente na eficiência térmica da planta. O desafio que precisa ser resolvido é o problema de incrustação (WILHELM *et al.*, 2001; VOOSLO, 2001).

Esse projeto tem sido oferecido por vários fabricantes, com pequenas variações de configuração entre eles (RICE e MANN, 2007). As empresas trabalhando nessa linha de pesquisa são: Air Products, KTI, ICI, BPrKvaerner, Kellogg, Haldor Topsøe, Krupp Uhde, and Lurgi (WILHELM *et al.*, 2001).



### ***Reforma com Trocador de Calor entre Produtos e Insumos - Feed/Product Heat Exchange***

A introdução de um trocador de calor entre o produto e a alimentação, com o objetivo de pré-aquecer o gás natural que alimenta a reforma, pode reduzir o consumo <sup>64</sup> de O<sub>2</sub> em 3,5% e aumentar a produção de produtos líquidos em 2,5%. Apesar dessas possibilidades, o problema de incrustação que ocorre no processo *Heat Exchange Reformer* volta a se repetir neste processo (VOOSLO, 2001).

#### **1.2.2. Transformação do Syngas**

A etapa de transformação do *syngas* inclui diferentes rotas de transformação. Para a utilização *offshore*, considerando-se a vantagem apresentada pelos produtos líquidos, sobre o gás natural na fase de transporte, poderiam ser consideradas três reações: a síntese de FT, para a produção do *syncrude*, a síntese do metanol<sup>65</sup> e a produção do DME <sup>66</sup>. Visando a simplificação das condições do estudo, optou-se apenas pela síntese de FT. <sup>67</sup>

#### **A Síntese FT**

A síntese de FT obtém como produto, por meio de reações exotérmicas, uma mistura complexa de hidrocarbonetos lineares, não-lineares e produtos oxigenados. Sendo os principais produtos parafinas e olefinas (VAN DER LAAN, 1999; STELMACHOWSKI E NOWICKI, 2003). Os produtos obtidos são determinados pelas

---

<sup>64</sup> O aumento da temperatura de entrada e a redução na temperatura dos produtos no processo ATR (*stand-alone*) reduzem o consumo de O<sub>2</sub> (BAKKERUD, 2005).

<sup>65</sup> Os três grandes detentores de tecnologia para a produção de metanol são: Syntex (formerly ICI), Lurgi, and Mitsubishi Gas Company. Os detentores das tecnologias de produção de metanol estão utilizando duas estratégias distintas, mas que possuem o mesmo objetivo de redução do custo de produção. As empresas Lurgi, com o seu processo “Mega-Methanol”, e a empresa Foster, com o seu processo “Wheeler’s Starchem Methanol”, pretendem diminuir os seus custos por meio da economia de escala. Outras empresas como a Syntex, com a sua tecnologia “Leading Concept Methanol” (LCM), e a empresa Heatric, que utiliza o conceito de “printed circuit heat exchanger” buscam a redução dos custos de produção com a utilização de insumos de menor valor (TONKOVICH *et al.*, 2007).

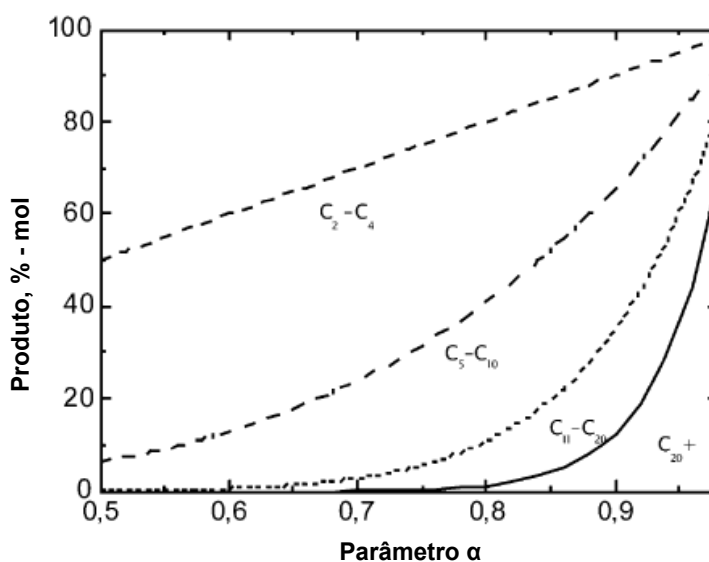
<sup>66</sup> Apesar da possibilidade de produção do DME a partir do metanol, seria mais conveniente considerar apenas o DME produzido diretamente do *syngas*, porque uma vez que o metanol é produzido ele já é um produto final.

<sup>67</sup> A simplificação está relacionada diretamente com as condições de transporte dos produtos.

condições das reações (temperatura, pressão e composição do syngas) e os catalisadores utilizados (STELMACHOWSKI E NOWICKI, 2003). A distribuição dos produtos é descrita pela equação de Schulz–Flory (ANDERSON, 1984 apud STELMACHOWSKI e NOWICKI, 2003).

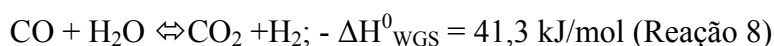
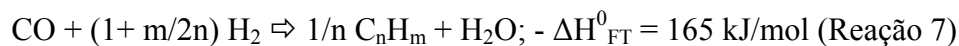
$Y_n = \alpha n^{(1-\alpha)}$ , onde  $Y_n$  é a fração do produto  $n$ .

A reação de FT é um processo de crescimento das cadeias de carbono na superfície do catalisador. Em cadeias de qualquer comprimento existe a probabilidade de crescimento, pela adição de mais um carbono, ou da interrupção do crescimento, geralmente pela hidrogenação da cadeia. A probabilidade de crescimento da cadeia é dada pelo valor de  $\alpha$  do produto (Figura 8), e esse valor é independente do comprimento da cadeia, é função apenas da temperatura e da composição do gás. Valores típicos de  $\alpha$  para o catalisador cobalto estão na faixa de 0,9 a 0,95. Altas temperaturas de operação para a obtenção de valores mais baixos de  $\alpha$  geralmente aumentam a produção de metano, que tem de ser reciclado e reduz a capacidade e a eficiência das plantas (STELMACHOWSKI e NOWICKI, 2003).



**Figura 8 - A influência do parâmetro  $\alpha$  na composição dos produtos da síntese de FT**  
 Fonte: STELMACHOWSKI e NOWICKI, 2003.

As reações da síntese de FT com catalisador Fe podem ser simplificadas pela Reação 7 de FT e pela Reação 8 de *Water-Gas-Shift* (VAN DER LAAN, 1999; STELMACHOWSKI e NOWICKI, 2003):



onde,  $n$  é o número médio de carbonos e  $m$  é o número médio de átomos de  $\text{H}_2$  dos hidrocarbonetos obtidos.

A Tabela 6 resume as principais reações da síntese de FT.

<b>Tabela 6 – Principais reações da síntese de FT</b>	
<b>Principais Reações</b>	
1. Parafinas	$(2n+1)\text{H}_2 + n\text{CO} \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n+2} + n\text{H}_2\text{O}$
2. Olefinas	$2n\text{H}_2 + n\text{CO} \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n} + n\text{H}_2\text{O}$
3. WGS	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$
<b>Reações secundárias</b>	
4. Alcôois	$2n\text{H}_2 + n\text{CO} \rightarrow \text{C}_n\text{H}_{2n+2}\text{O} + (n-1) \text{H}_2\text{O}$
5. Reação de Boudouard	$2\text{CO} \rightarrow \text{C} + \text{CO}_2$
<b>Modificações Catalíticas</b>	
6. Oxidação/Redução Catalítica	a. $\text{MxOy} + y\text{H}_2 \leftrightarrow y\text{H}_2\text{O} + x\text{M}$
	b. $\text{MxOy} + y\text{CO} \leftrightarrow y\text{CO}_2 + x\text{M}$
7. Bulk Carbide formation	$y\text{C} + x\text{M} \leftrightarrow \text{MxCy}$

Fonte: VAN DER LAAN, 1999

A etapa da síntese de FT <sup>68</sup> é formada por: reatores FT, reciclagem e compressão do *syngas* que não foi convertido na síntese, remoção do  $\text{H}_2$  e do  $\text{CO}_2$ , reforma do  $\text{CH}_4$  produzido e separação dos produtos da síntese de FT (VAN DER LAAN, 1999). <sup>69</sup>

Para a aplicação comercial de reatores FT <sup>70</sup> dois pontos são considerados de fundamental importância: o calor liberado nas reações e o grande número de produtos, hidrocarbonetos gasosos, líquidos e sólidos, que possuem diferentes pressões de vapor (VAN DER LAAN, 1999).

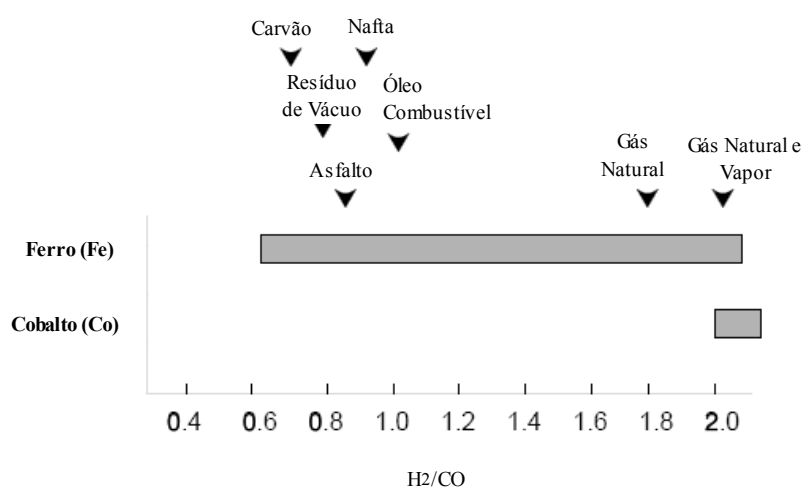
Os reatores de FT comerciais operam em duas faixas de temperatura. O processo de alta temperatura (*High Temperature Fischer-Tropsch* – HTFT) utiliza o Fe como catalisador, a uma temperatura de aproximadamente 340°C e é utilizado principalmente

<sup>68</sup> Esta etapa quando integrada a uma planta GTL representa aproximadamente 22% dos custos totais (VAN DER LAAN, 1999).

<sup>69</sup> Sendo a razão  $\text{H}_2/\text{CO}$  do *syngas* uma variável importante para o perfil de produção da síntese de FT, os projetos da etapa de obtenção e da etapa de transformação do *syngas* precisam ser realizados em conjunto, considerando-se a interação entre estas duas unidades, para que o design de melhor eficiência em custo seja obtido para estas duas unidades (VOOSLO, 2001).

<sup>70</sup> Para um estudo mais detalhado dos reatores (SIE E KRISHNA, 1999; VAN DER LAAN, 1999).

na produção de gasolina e produtos químicos como  $\alpha$ -olefinas. O processo de baixa temperatura (*Low Temperature Fischer-Tropsch* – LTFT) utiliza o Co <sup>71</sup> como catalisador, opera a uma temperatura aproximada de 230 °C e é utilizado para a produção de diesel e parafinas (VOOSLO, 2001; DRY, 2004). Por ser uma reação exotérmica e por causa da alta atividade do catalisador Co a troca de calor <sup>72</sup> do reator para o seu resfriamento é fundamental (VOOSLO, 2001). A água é um produto primário da reação de FT e o CO<sub>2</sub> pode ser produzido pela reação WGS (VAN DER LAAN, 1999). A Figura 9 mostra as faixas de aplicação para os catalisadores Fe e Co.



**Figura 9 – Insumos e catalisadores**  
Fonte: VAN DER LAAN, 1999.

### 1.2.3. Upgrading

Nesta etapa são produzidos os produtos finais a partir dos produtos obtidos na etapa de transformação do *syngas*.

Processos convencionais de refino <sup>73</sup> como, por exemplo, o hidrocraqueamento, reforma catalítica, hidrotratamento, alquilação e isomerização, podem ser utilizados na etapa de *upgrading* (VAN DER LAAN, 1999).

<sup>71</sup> Por causa da sua alta atividade e de sua longa vida, o cobalto é o catalisador preferencial para a produção de combustíveis líquidos (VOOSLO, 2001).

<sup>72</sup> No caso do reator tubular de leito fixo a troca de calor é ainda mais crítica por causa dos perfis de temperaturas dentro dos seus tubos (VOOSLO, 2001).

<sup>73</sup> A descrição dos processos de refino pode ser encontrada em SZKLO (2005b).

No caso do processo GTL, <sup>74</sup> incluindo a síntese de FT, os produtos obtidos são considerados de qualidade superior aos combustíveis equivalentes, obtidos nos processos convencionais de refino a partir do petróleo, em virtude da pequena presença de aromáticos e da ausência de enxofre (VAN DER LAAN, 1999).

As poucas plantas FT existentes utilizam diferentes tecnologias e os *syncrudes* produzidos em cada uma delas apresentam diferenças. Elas visam à produção de  $\alpha$ -olefinas e de combustíveis como LPG, gasolina, querosene e diesel.<sup>75</sup> A Tabela 7 ilustra as plantas em funcionamento e plantas previstas utilizando a síntese de FT (DRY, 2004).

Considerando o pequeno segmento de mercado que cada tipo de *syncrude* representa, poucas tecnologias foram desenvolvidas especificamente para o seu hidroprocessamento. Isso pode levar a conclusão errada de que o hidroprocessamento do *syncrude* e o do petróleo são similares, considerando que os mesmos princípios básicos e catalisadores comerciais são utilizados para os dois. O refino do *syncrude* é mais fácil e causa menos impacto ambiental. Assim, apesar de poder ser utilizado o mesmo esquema de refino do petróleo para o *syncrude*, ele será menos eficiente (DE KLERK, 2008).<sup>76</sup>

---

<sup>74</sup> A etapa de *upgrading* corresponde a aproximadamente 12 % dos custos totais do processo GTL, mas para uma taxa fixa de produção, a seletividade da síntese de FT afeta diretamente o tamanho da etapa de geração do *syngas*. Consequentemente, a alta seletividade do processo FT para a obtenção dos produtos desejados é de extrema importância no custo total do processo (VAN DER LAAN, 1999).

<sup>75</sup> A característica de produção de hidrocarbonetos lineares permite que o diesel produzido possua um excelente número de cetano, por volta de 75, enquanto o número típico para o diesel convencional é 45 (DRY, 2004).

<sup>76</sup> Para uma discussão mais detalhada sobre o hidroprocessamento do *syncrude* ver DE KLERK (2008).

**Tabela 7 – Resumo das plantas em funcionamento e das plantas previstas para a produção de líquidos por meio da síntese de FT**

Nome da Planta	Início da operação Ano	Localização	Tecnologia	Syngas m³/dia	Insumo	Produtos	Barris /dia
Sasol-I F-T Syngas Plant	1955	África do Sul /Sasolburg	Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process	7.100.000	Carvão	FT liquids	4.000
Bintulu GTL Plant	1993	Malásia/Bintulu	Shell Gasification Process	7.552.000	Gás Natural	Mid-distillates	12.500
Sasol Synfuels	1977	África do Sul/Secunda, Mpumalanga	Sasol Lurgi fixed bed, dry bottom	39.600.000	Carvão	FT liquids	----
Gasification East Plant	1982	África do Sul/Secunda, Mpumalanga	Sasol Lurgi fixed bed, dry bottom	39.600.000	Carvão	FT liquids	----
Pearl GTL	2010	Catar	Shell Gasification Process	80.000.000	Gás Natural	FT Diesel	70.000
East Dubuque Fischer Tropsch	2011	Estados Unidos /E. Dubuque, IL	E-GAS (ConocoPhillips) Gasification Process	2.620.000	Carvão	FT Liquids	----
Rentech & Royster Clark	2012	Estados Unidos /Adams County, MS	E-GAS (ConocoPhillips) Gasification Process	2.620.000	Carvão	FT Liquids	-----
Petro SA	Em operação <sup>1</sup>	South Africa/ Mossel Bay	--	--	Gás Natural produzido offshore	Liquid Fuels	--
Oryx	Em operação	Catar	low-temperature Sasol Slurry Phase Distillate (SPD)	--	Gás Natural	Liquid Fuels	--

Nota 1: A planta está em operação, mas não foi encontrada a data exata do início de sua operação.

Fonte: Elaboração própria com dados de GTC (2007b) <sup>77</sup>, PETRO SA (2008).

Espera-se conseguir processos com maior eficiência energética. Apesar de as três etapas do processo GTL utilizarem tecnologias individualmente otimizadas para outras aplicações, existem oportunidades para a diminuição dos custos de capital e operação. Ainda existe a possibilidade de uma grande redução de custos pela viabilização de novas tecnologias (VOOSLO, 2001). Por exemplo, a Tabela 8 resume uma avaliação da economia de cinco processos de produção de *syngas*. A tecnologia CPOX apresenta os melhores resultados para os fatores apresentados.

<sup>77</sup> É possível obter uma relação completa das plantas que utilizam a gaseificação para obtenção de produtos químicos, combustíveis gasosos e energia além das plantas para a obtenção de combustíveis líquidos pela síntese de FT. Ver GTC (2007b).

**Tabela 8 – Comparação da economia de cinco processos de produção de syngas**

Fatores	SMR	POX	ATR	CR	CPOX
Consumo de Gás Natural (volume) (GJ/t-MeoH)	32	31,56	30,6	30	29-30
Consumo de Oxigênio (volume) (m³/t-MeoH)		530	460	280	270-300
Emissões de CO <sub>2</sub> (volume) 10 <sup>3</sup> t/ano	380	375	355	290	250-270
Custos (relativos)	100	95	85-95	80-85	70-80

Fonte: KESHAV e BASU, 2007.

Contudo, não basta apenas averiguar os custos das tecnologias, mas sim, no caso estudado nesta dissertação, as condições a que ela estará exposta. O próximo capítulo visa exatamente averiguar estas condições dentro da bacia sedimentar *offshore* brasileira. A Figura 10 sintetiza as etapas e os processos que podem viabilizar a utilização comercial do gás natural associado *offshore* como insumo para a produção de produtos de alto valor de mercado por meio do processo GTL.





## CAPÍTULO 2 - Objeto de Estudo

### 2.1. *A Regulamentação da Queima de Gás no Brasil*

A regulamentação pode exercer um papel importante na redução da queima e da ventilação do gás natural. Para o caso do Brasil, a empresa que está operando pode extrair, processar e comercializar o gás associado, mas as suas atividades devem estar sujeitas a um plano de desenvolvimento. O operador pode ainda utilizar o gás associado nas suas próprias operações, no entanto está sujeito a permissões (WORLD BANK GROUP, 2004).

O Programa Anual de Produção é o mecanismo que determina as previsões de (ANP, 2007a):

- Produção e movimentação de petróleo, gás natural, água e outros fluídos e resíduos oriundos do processo de produção de cada campo;
- O volume de gás que pode ser queimado, perdido ou ventilado, para cada campo;<sup>78</sup>
- Injeção de fluídos especiais.

A ANP define também qual a quantidade que não está sujeita ao pagamento de *royalty*. Neste caso o gás natural pode ser queimado ou ventilado apenas nas seguintes situações (ANP, 2007a):

- Por razões de segurança;
- Em situações de emergência; como paradas de produção emergenciais, esvaziamento accidental da produção, compressão, transporte e instalações de transferência.
- Em limitações operacionais desde que com aprovação prévia da ANP;
- Manutenção preventiva desde que com aprovação prévia da ANP;
- Processo de aprovação de uma instalação de gás natural, desde que com aprovação prévia da ANP;

---

<sup>78</sup> O volume de gás natural queimado em cada campo não deve exceder 15% do volume aprovado para o mês em questão e não deve exceder 10% do volume aprovado pelo Programa Anual de Produção para o ano em questão (WORLD BANK GROUP, 2004).

- Produção de gás natural a um nível muito baixo, abaixo do nível mínimo que possibilite a sua utilização;
- Contaminação do gás natural a um nível que não viabilize a sua utilização, desde que previamente aprovado pela ANP;
- Quando a viabilidade do campo fica comprometida pelas operações de reinjeção ou do uso do gás associado, desde que previamente autorizado pela ANP;
- Teste de poço.

A queima ou a ventilação de gás natural não requer a autorização prévia nas seguintes situações:

- Queima ou ventilação do gás natural que corresponda a até 3% da produção mensal de gás associado;
- Queima durante o teste do poço, durante a fase exploratória, com um período de fluxo de 72 horas ou menos por teste;
- Queima por razões de segurança, limitada a 15.000 m<sup>3</sup> por mês para as chamas pilotos dos equipamentos de queima, 30.000 m<sup>3</sup> por mês para a chama piloto dos *flares* localizados em terra e 60.000 m<sup>3</sup> por mês para a chama piloto dos *flares* localizados em instalações marítimas;
- Queima em campos de gás que produzam 150.000 m<sup>3</sup> ou menos por mês ou em campos com uma razão gás/petróleo menor que 20 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>;
- Queima de vapores em tanques localizados em terra ou navios armazenadores, desde que a razão de solubilidade seja de 15 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> ou menor;
- Queima por razões de emergência como paradas de emergência na produção ou acidentes causados por eventos não previsíveis.

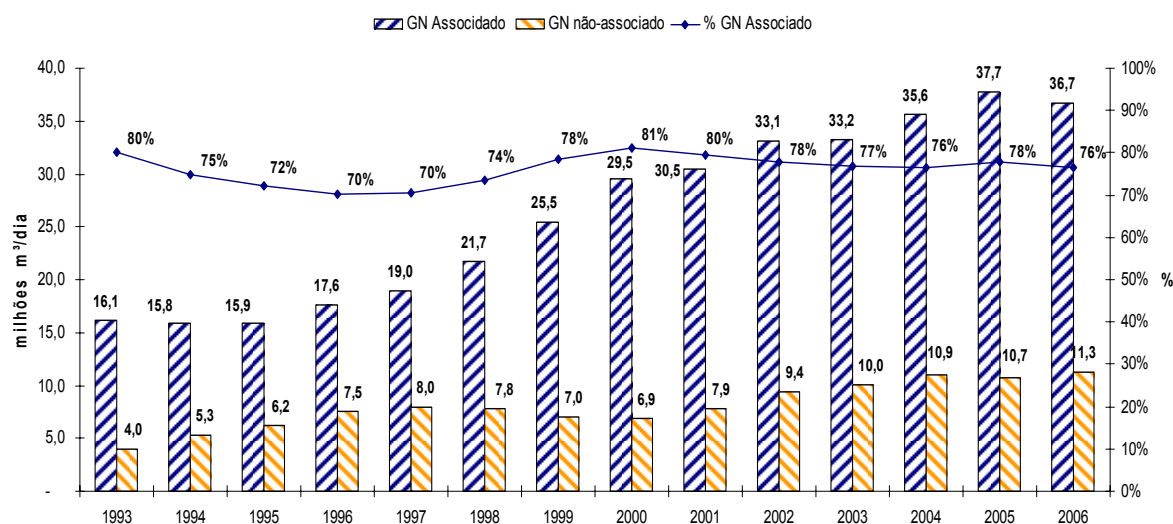
A queima e/ou a ventilação do gás natural estão sujeitas ao pagamento de *royalties*. Apenas os seguintes casos são considerados exceções e não estão sujeitos a estas regras:

- Razões de segurança;
- Situações de necessidade comprovada que estejam incluídas nos seguintes casos: razões de segurança ou teste de poço durante o período de exploração por um período contínuo ou não com um fluxo máximo de 72 horas;

A comparação das características do Campo escolhido para estudo com a legislação mostra que apenas em situações muito específicas, como emergências, não é necessária a autorização ou o não pagamento de royalties para o gás que é queimado. Assim, fica evidente a necessidade da eliminação da parcela do gás que é queimado atualmente.

## 2.2. Característica da Produção de Gás Natural no Brasil

Uma característica da produção de gás natural no Brasil, com forte influência no seu desenvolvimento, é a sua grande parcela de produção de gás associado. A Figura 11 mostra a evolução da produção de gás natural no Brasil e o percentual desse total que se apresenta como associado.



**Figura 11 - Natureza do gás natural produzido no Brasil 1993-2006**

Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2006a e ARENTZ E DINELLI, 2006.

Na Figura 11 também é possível observar uma queda da participação do gás associado, de aproximadamente 81 % da produção no ano de 2000 para uma participação de aproximadamente 76 % no ano de 2006. Essa queda representa um início na modificação da estrutura de produção de gás, conseqüente da entrada dos novos campos<sup>79</sup> produtores de gás não-associado da região Sudeste (PRATES *et al.*, 2006).

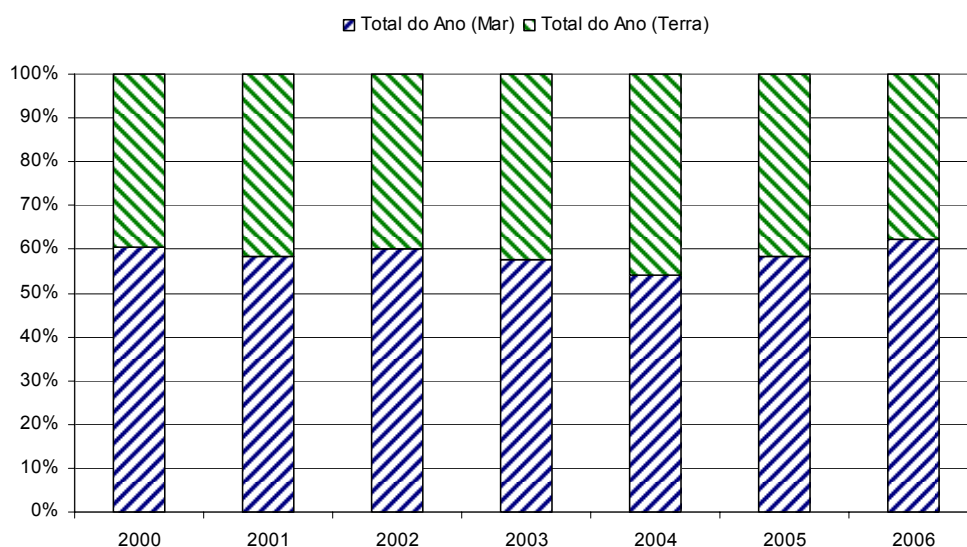
O aproveitamento do gás natural associado está vinculado à quantidade de petróleo produzido, no entanto, a descoberta de gás natural, seja ele associado ou não, não significa que haverá um aumento, seja ele imediato ou proporcional, da oferta de gás

<sup>79</sup> Sendo os mais importantes os campos de Peroá e Congoá, localizados na Bacia do Espírito Santo e os Campos de Mexilhão, Cedro e BS-500, localizados na Bacia de Santos (PRATES *et al.*, 2006).

para consumo longe dos campos de produção. O primeiro motivo para que isso ocorra é o custo de acesso à reserva que contém exclusivamente o gás natural. O segundo motivo é que o aproveitamento do gás natural associado está vinculado à produção de petróleo. Este é o caso da Bacia de Campos. O terceiro motivo é o alto custo associado à infraestrutura para viabilizar o acesso ao gás natural, que acaba desestimulando o seu aproveitamento (ANP, 2001).

A localização das suas reservas de petróleo e gás, de volumes consideráveis, no mar é outra característica importante da produção brasileira. A dificuldade e os custos de investimento e operação, característicos das operações *offshore*, limitaram a expansão do uso de gás natural no país.<sup>80</sup> A Figura 12 mostra o percentual das reservas localizadas no mar e na terra.

Apesar da dificuldade de expansão do uso do gás natural, foram a descoberta e o aumento contínuo da produção e do aproveitamento do gás associado ao petróleo na Bacia de Campos, que garantiram a introdução do gás natural na matriz energética do país entre 1980 e 2000 (ANP, 2001).



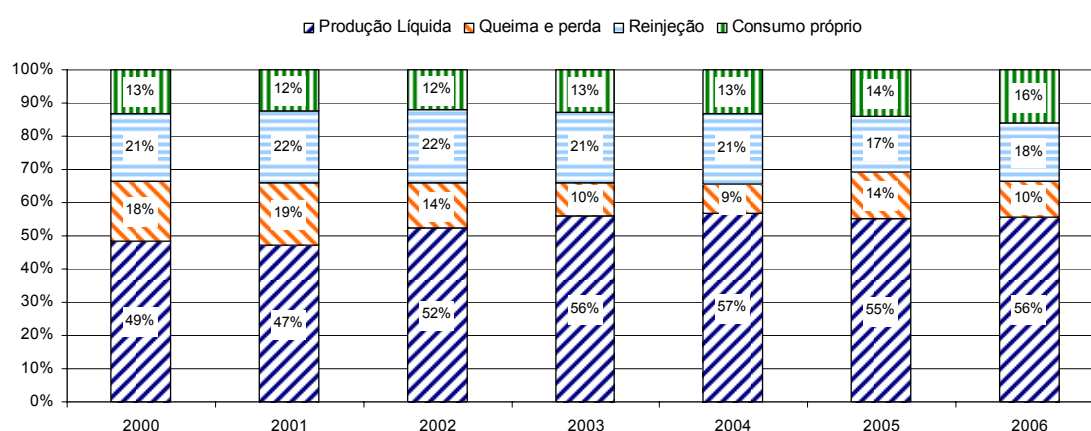
**Figura 12 - Comparação do volume de gás natural produzido onshore e offshore**

Fonte: Elaboração própria com dados da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP, 2007b).

<sup>80</sup> O custo de extração com participação governamental, no quarto trimestre 1999, era de US\$ 5,65/barril. No terceiro trimestre de 2007, esse o custo aumentou para US\$ 20,13. Os custos de extração com e sem participação governamental, de 1999 a 2007, estão disponíveis em PETROBRAS (2007d).

Nem toda a quantidade de gás produzido pode ser convertida na quantidade de gás ofertado, porque parte do gás é destinada ao consumo próprio.<sup>81</sup> Pode-se observar na Figura 13 que o percentual de consumo próprio de gás natural permanece praticamente constante, em 13%, até o ano de 2004, mas tem um pequeno aumento e atinge 16% no ano de 2006. A crescente necessidade da utilização do gás natural como fonte de energia na atividade de produção não deve permitir que o percentual de consumo próprio de gás natural diminua frente à produção (PRATES *et al.*, 2006). Ainda que a chance de diminuição desse percentual seja pequena, considerou-se que um aumento considerável não deverá ocorrer.

Além do consumo próprio, parte da produção é reinjetada<sup>82</sup> no reservatório de origem, parte é perdida no processo de extração e parte é queimada ainda na área de produção, por não poder ser aproveitada economicamente. O restante do gás representa a disponibilidade interna, portanto representa a oferta líquida de gás natural (ANP, 2001). A Figura 13 mostra o percentual para cada destino da produção entre os anos de 2000 e 2006.



**Figura 13 - Destino da produção entre os anos de 2000 e 2006**

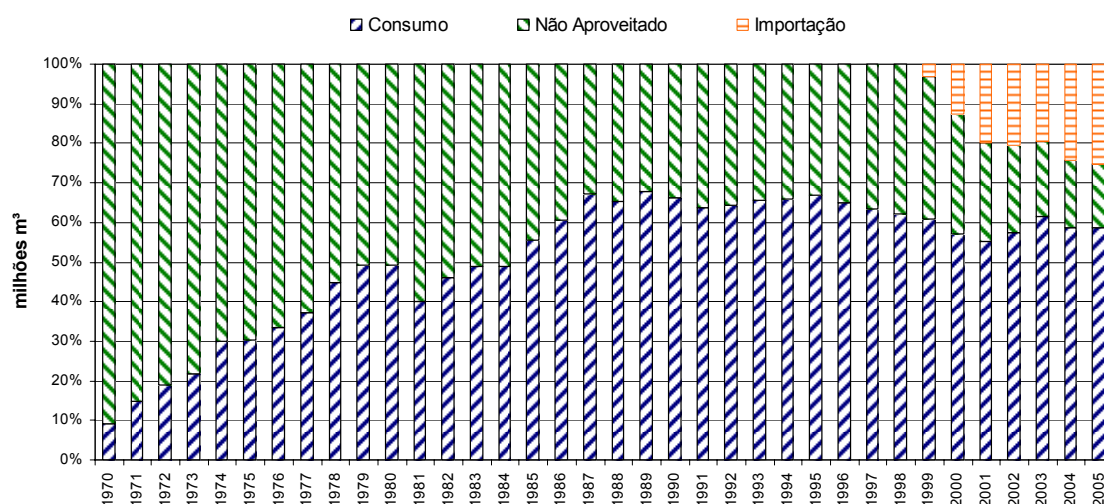
Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2007b.

<sup>81</sup> O consumo próprio pode ser definido como a parte do gás natural que é produzida e que é consumida no campo produtor, para suprir as necessidades energéticas das próprias instalações de produção (ANP, 2001).

<sup>82</sup> O gás é reinjetado para a recuperação do petróleo. O percentual do gás reinjetado no Brasil, até 2004, manteve-se entre 21% e 22% da produção total, mas no ano de 2005 houve uma queda para aproximadamente 17% como consequência da redução do percentual de reinjeção na Bacia de Urucu. A construção dos gasodutos Urucu-Coari-Manaus e Urucu – Porto Velho com capacidades iguais a 5 milhões m<sup>3</sup>/dia e 2,4 milhões m<sup>3</sup>/dia, respectivamente, permitirá uma redução considerável no percentual de reinjeção (PRATES *et al.*, 2006).

A quantidade de gás natural queimado sofreu uma grande redução desde a década de 70, quando mais de 80% da produção brasileira não era aproveitada (Figura 14). Com o aumento na produção de petróleo na Bacia de Campos na década de 80 houve consequentemente um aumento na produção de gás associado. Mas, apesar desse aumento, a quantidade de gás não aproveitado, que havia sido reduzida para aproximadamente 35% em 1977, voltou a ser perdida numa proporção de 50% no ano de 1984. Um esforço no sentido de reduzir essa perda diminuiu essa proporção para aproximadamente 37% para o ano 1987 (ANP, 2001).

De 1992 até 1997, vários projetos reduziram a queima de gás natural em quase 1 milhão de m<sup>3</sup>/dia. Durante esse período a legislação sobre o assunto tornou-se mais rigorosa enquanto que diversos estudos foram realizados com o objetivo de analisar as causas da queima gás (ARENTZ e DINELLI, 2006).<sup>83</sup>



**Figura 14 - Perfil de produção do gás natural no Brasil 1970-2005**

Fonte: Elaboração própria com dados de PRATES *et al.*, 2006.

Visando minimizar o quadro da queima de gás no Brasil, a Petrobras e o governo federal definiram metas para o aproveitamento do gás natural. Foi estabelecido o

<sup>83</sup> A legislação brasileira sobre a questão da queima do gás está baseada em duas fontes. A primeira fonte é a legislação ambiental, que é proveniente das agências ambientais federal e estaduais, e a segunda fonte é a legislação do petróleo. A Portaria nº 249, de 1º de novembro de 2000, da ANP, trata desse assunto e aprova o Regulamento Técnico de Queimas e Perdas de Petróleo e Gás Natural, que dispõe sobre as questões relacionadas com as queimas em flares e as perdas de gás natural (CTGÁS, 2007).

“Plano de Queima Zero” (PQZ)<sup>84</sup> e a ANP ficou encarregada de monitorar a utilização do gás natural nas atividades de produção nos campos do país (ANP, 2001).

As melhores soluções para a redução da queima de gás foram reunidas num plano de ação em 2001, o “Programa de Ajuste para a Redução de Queima de Gás Natural” (POAG).<sup>85</sup> O POAG consistiu em 93 ações com o objetivo de aumentar a utilização do gás natural associado em 24 plataformas. Entre estas ações estão: a instalação e *revamp* de compressores de gás, a construção de novos gasodutos e a otimização das plantas de processamento de gás natural. O potencial de ganho na utilização do gás foi de 4,2 milhões de m<sup>3</sup>/dia, com um investimento aproximado de US\$ 200 milhões. Além do programa POAG, foram investidos US\$ 98 milhões em dois projetos de reinjeção de gás. Em caso de problemas de processamento, de transporte ou de comercialização *onshore*, um volume de 2,4 milhões de m<sup>3</sup>/dia do gás associado pode ser estocado para evitar a sua perda. (ARENTZ e DINELLI, 2006)

Os resultados obtidos no POAG foram superiores as metas previstas no termo de compromisso assinado com a ANP. O resultado do programa foi uma redução da queima de 6,4 milhões m<sup>3</sup>/dia no início de 2001 para uma média de 2,7 milhões m<sup>3</sup>/dia em 2004, na Bacia de Campos. No mesmo período o aumento da produção foi de 10%. Estes resultados permitiram que a Petrobras prosseguisse com o seu compromisso para 2005 com uma meta de 84,6% para o Índice de Utilização de Gás<sup>86</sup> (IUGA), conforme apresentado no Programa Anual de Produção (ANP, 2004; PETROBRAS, 2007e).<sup>87</sup>

O IUGA previsto para 2004 era de 82,2%, mas o índice realizado para o mesmo ano superou o previsto e foi alcançado um índice de aproximadamente 84,7% (ANP, 2004). A Figura 15 mostra o IUGA para a produção total (terra e mar) no Brasil, entre os anos de 2000 a 2006.

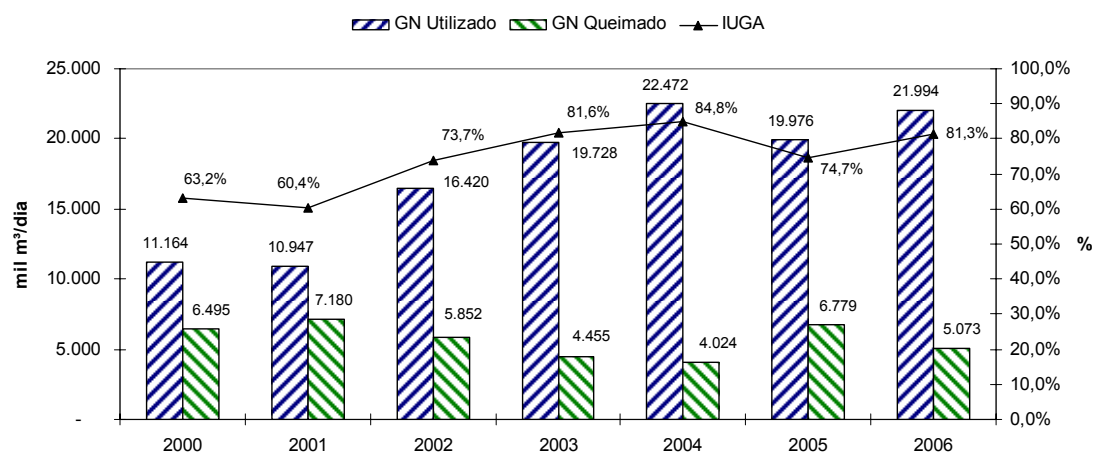
---

<sup>84</sup> O Programa Queima Zero (PQZ) foi aplicado pela Unidade da Bacia de Campos visando à redução da queima de gás associado, dentro de um cenário de aumento da produção na Bacia de Campos e com a perspectiva de crescimento do mercado de gás natural (PETROBRAS, 2007e).

<sup>85</sup> Com a possibilidade de uma crise no setor energético no Brasil, o controle sobre a queima de gás na Bacia de Campos ficou mais rigoroso por parte da Petrobras e da ANP, o que resultou em ações complementares ao PQZ. Esse quadro resultou no POAG em 2001 (PETROBRAS, 2007e).

<sup>86</sup>  $IUGA = (\text{gás associado utilizado}) / (\text{gás associado produzido})$  ou  $IUGA = (\text{gás associado produzido} - \text{queimado e ventilado}) / (\text{gás associado produzido})$ .

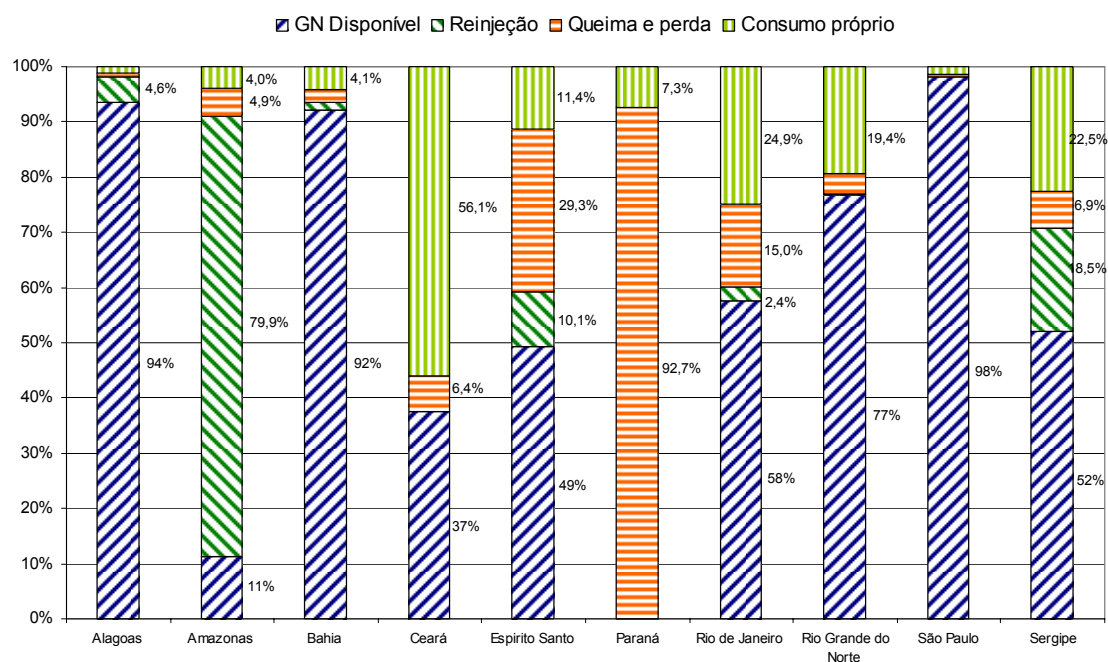
<sup>87</sup> O aumento no ano de 2005 para o mesmo percentual de queima de 14% ou para um IUGA de aproximadamente 74,7 %, observados no ano de 2002 foi consequência da entrada em operação, no final de 2004 e início de 2005 das plataformas P-43 e P-48. Estas plataformas não possuíam, nos primeiros meses de operação, instalações para enviar o gás associado nos campos de Barracuda e Caratinga para a malha de gasodutos em terra (PRATES *et al.*, 2006).



**Figura 15 - Índice de Utilização do gás natural para a produção total do Brasil 2000-2007**

Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2007b.

É importante destacar a grande diferença na utilização do gás natural entre os campos exploratórios localizados em diferentes estados do Brasil. A Figura 16 mostra o tipo de utilização do gás natural por estado, no ano de 2006.



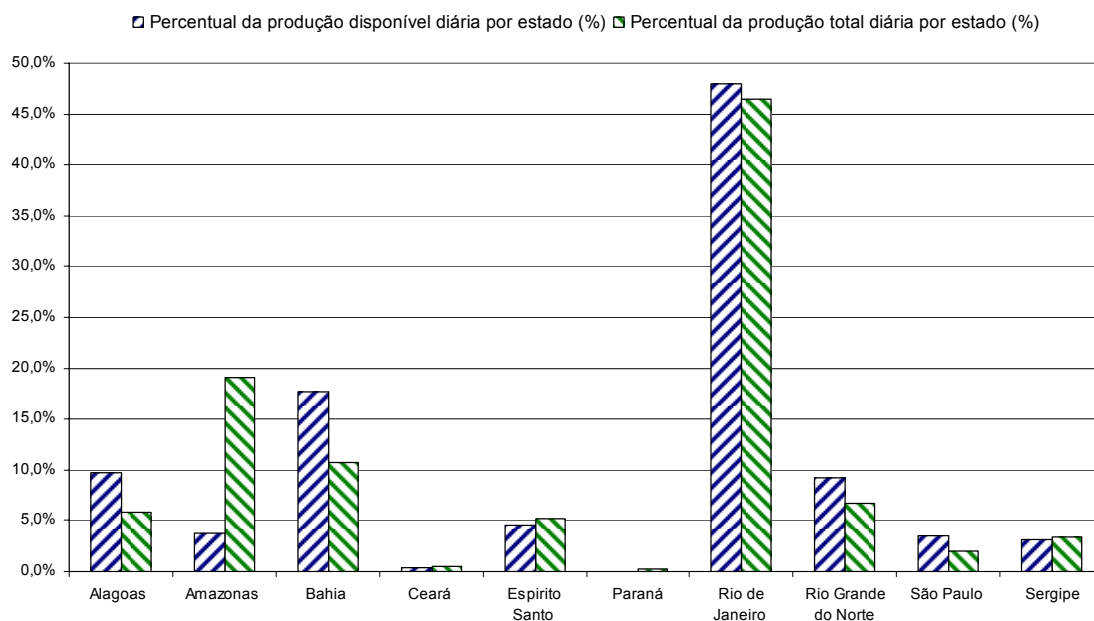
**Figura 16 - Perfil da utilização do gás natural por Estado para o ano de 2006.**

Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2007b.

Além do perfil de utilização, o volume de produção de gás natural tem valores bem distintos entre os estados brasileiros. No ano de 2006, os estados do Rio de Janeiro, Amazonas e Bahia produziram 76,2 % do gás nacional, sendo que 53,6 % da produção



nacional total estão localizadas na Região Sudeste.<sup>88</sup> A Figura 17 faz uma comparação do percentual da produção nacional de gás por Estado.

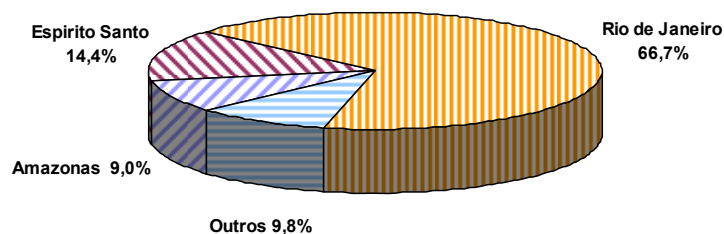


**Figura 17 - Produção total (terra e mar) média de gás natural por Estado para o ano de 2006**

Nota: Dados atualizados para 2006.

Fonte: PRATES *et al.* 2006.

A Figura 17 mostra que em 2006 o estado do Rio de Janeiro foi responsável por quase 50% da produção disponível nacional total diária de gás natural. Assim, apesar de não apresentar o maior percentual de queima e perda de sua própria produção, o Rio de Janeiro apresenta um volume absoluto, bem superior aos outros estados, de aproximadamente 67% (Figura 18) do total nacional de queimas e perdas.

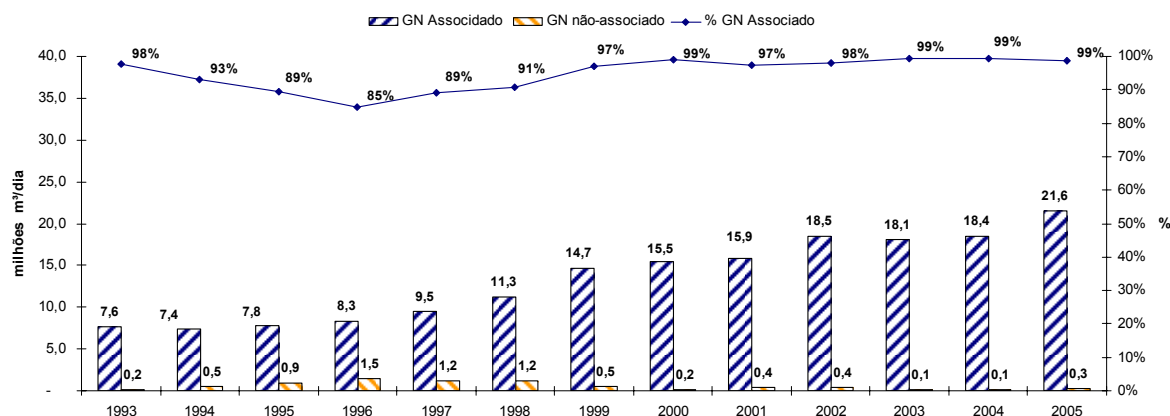


**Figura 18 - Participação no volume de queima e perdas totais (terra e mar) de gás natural por Estado - 2006**

Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2006a.

<sup>88</sup> Valores do estudo PRATES *et al.* (2006) atualizados para o ano de 2006.

Em 2006, aproximadamente 15 % da produção de gás natural no Rio de Janeiro, foi queimado ou perdido. A parcela de consumo próprio na atividade de E&P representou 24,9 % da produção, por causa da característica da produção na Bacia de Campos, que é exclusivamente de gás associado (Figura 19) e em grande parte *offshore*.



**Figura 19 – Natureza do gás natural produzido no Rio de Janeiro**

Fonte: Elaboração própria com dados da ANP, 2007b.

### 2.3. A Situação Atual e o Futuro no Curto Prazo

Com o objetivo de acompanhar o crescimento do consumo brasileiro de gás natural, que deverá atingir 99 milhões de m³/dia em 2011 e está concentrado nas regiões Sul e Sudeste, a Petrobras tem como meta ampliar a produção atual de 28 milhões de m³/dia para 70 milhões de m³/dia em 2011. Assim, pode-se aumentar a segurança no abastecimento do mercado nacional sem que haja uma maior dependência tão forte do gás natural importado (PETROBRAS, 2007f). A Petrobras está implantando o Plano de Antecipação da Produção de Gás (PLANGAS), que é constituído por um conjunto de projetos de exploração e produção, processamento e construção de infra-estrutura para o transporte de gás natural nas regiões Sul e Sudeste e ampliará a oferta de gás nacional no Sul e Sudeste em duas etapas (ONIP, 2006a). A primeira etapa, o PLANGAS 2008 permitirá um aumento do volume de gás natural de 16 milhões de m³/dia para 40 milhões de m³/dia e alcançará, por meio do PLANGÁS 2010, o volume de 55 milhões m³/dia (PETROBRAS, 2007f). Os projetos serão implantados principalmente na Bacia do Espírito Santo, mas a Bacia de Campos também terá papel importante, principalmente com a utilização do gás associado produzido por plataformas no Campo Marlim Sul e Roncador e na área do ESS-130, que fica na parte capixaba da Bacia. Será

um aumento de 6 milhões de m<sup>3</sup>/dia em relação ao volume atual (PETROBRAS, 2007f). A Figura 20 mostra uma visão geral de todos os projetos do PANGÁS até 2010.



**Figura 20 - Projetos do PLANGÁS até 2010**  
 Fonte: SANT'ANNA, 2007.

A análise desse cenário é importante porque envolve um plano estratégico da companhia para atender a necessidade de abastecimento de gás para o país. A estratégia utilizada influenciará diretamente na tecnologia que será utilizada para o aproveitamento das reservas. Por exemplo, a escolha pela utilização de uma planta GTL para o aproveitamento do gás natural associado remoto, queimado ou não, envolve a mudança do tipo de produto que será fornecido.

Ainda que os investimentos definidos pela PETROBRAS (2007f) sinalizem uma estratégia de aproveitamento de todo o gás, com redução expressiva da parcela não aproveitada, a tecnologia GTL foi escolhida para o estudo de viabilidade na Bacia de Campos. Os motivos para esta escolha foram a característica de produção do gás, o percentual da participação na produção nacional, o percentual atual de queima e de perdas e na proximidade do mercado. Ademais, trata-se da bacia para a qual existe a maior disponibilidade de dados.

## **2.4. Condições Típicas para Teste da Tecnologia GTL**

Com o intuito de testar a viabilidade da utilização da tecnologia GTL no ambiente *offshore* no Brasil, foi escolhido um Campo típico da Bacia de Campos. É muito importante destacar que a escolha deste campo foi realizada apenas para que o perfil de produção de gás e óleo de um campo típico dessa Bacia fosse utilizado.

A Bacia de Campos é, atualmente, a maior província petrolífera do Brasil, e representa aproximadamente 83% da produção nacional de petróleo e 77% das reservas recuperáveis de óleo da Petrobras. As atividades exploratórias começaram em 1968, resultando na descoberta de mais de 45 reservatórios de hidrocarboneto em uma área de concessão de 7,5 mil quilômetros quadrados, incluindo oito campos grandes de petróleo em águas profundas e ultraprofundas. O petróleo produzido nesta Bacia teve um grau API médio de 23,5° e teor médio d água de 1% (PETROBRAS, 2007g).

Além das características físicas de produção, descritas anteriormente, a Bacia de Campos foi selecionada para o estudo porque mais de 80% das reservas provadas da Petrobras em campos grandes, contíguos e altamente produtivos estão nessa região. Esta concentração permite o aproveitamento da infra-estrutura operacional, reduzindo o total de custos de exploração, desenvolvimento e produção. A sua localização ainda é estratégica porque a maior parte da capacidade de refino está na região Sudeste, diretamente adjacente à Bacia de Campos onde também estão situados os mercados mais altamente povoados e industrializados do país (PETROBRAS, 2007g).

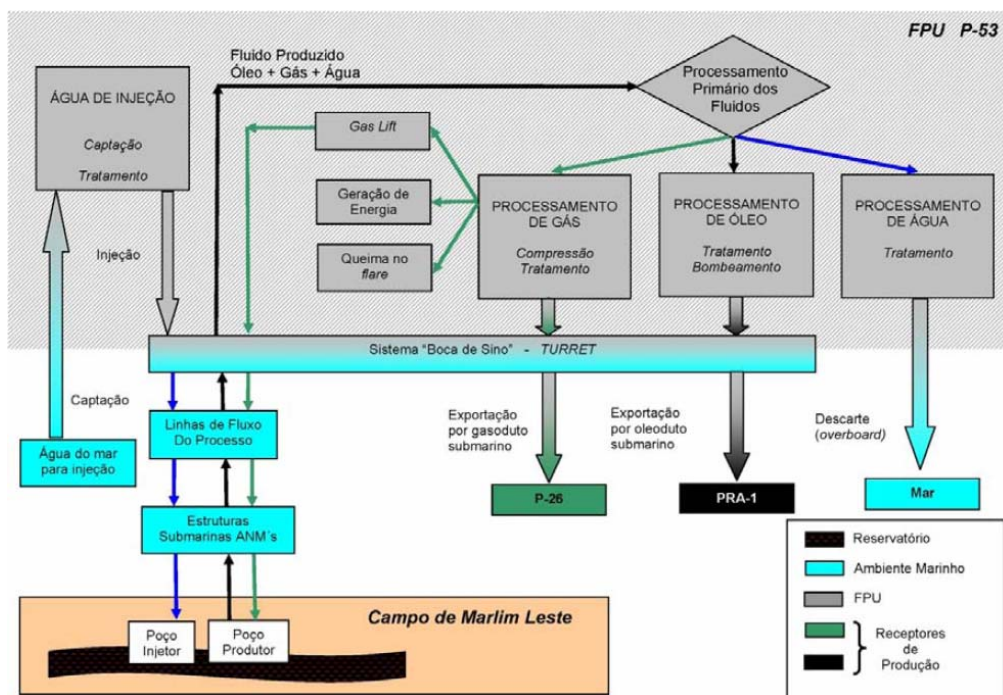
Mais especificamente, o Campo petrolífero de Marlim Leste foi escolhido para o estudo, à guisa de exemplificação da utilização da tecnologia GTL num campo com características, a ele, similares. Note-se aqui, portanto, que não se trata de testar o GTL para o Marlim Leste.

O campo Marlim Leste, descoberto<sup>89</sup> em janeiro de 1987, contém mais de 700 milhões de barris de reservas, o que o torna um dos cinco maiores campos do Brasil (ONIP, 2006b). A Figura 21 mostra a disposição geográfica da Bacia de Campos e seus respectivos campos.

---

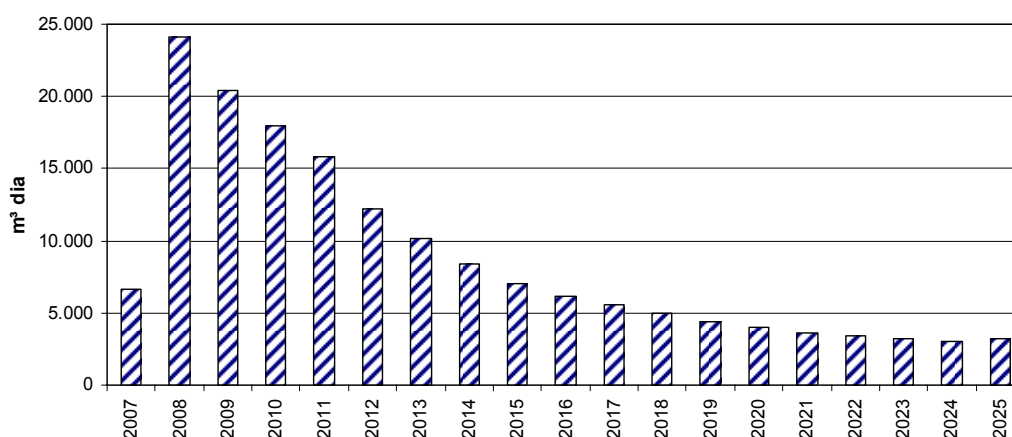
<sup>89</sup> O Campo Marlim Leste foi descoberto em janeiro de 1987 através do poço RJS-359, em lâmina d'água de 1.251m e distando aproximadamente 120 Km do litoral (PETROBRAS, 2007h).





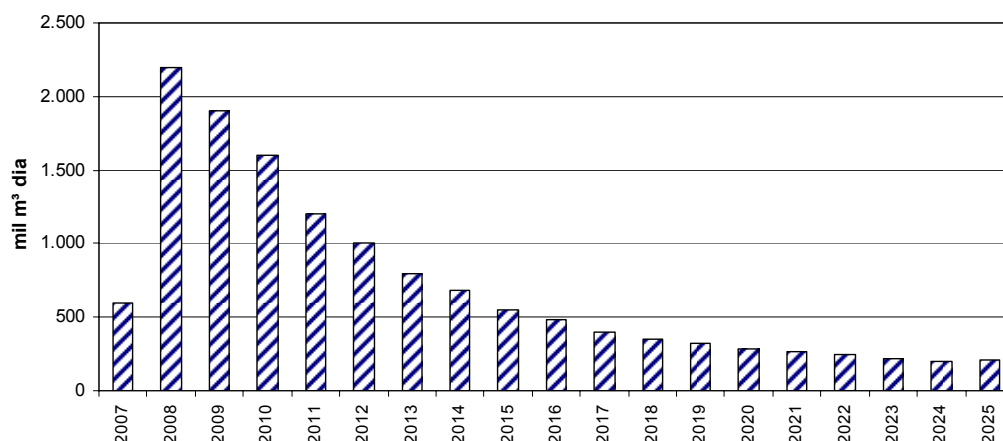
**Figura 22 - Desenho Simplificado do sistema de produção do Campo Marlim Leste**  
Fonte: IBAMA, 2007

Seu pico de produção está previsto para o ano de 2008 (IBAMA, 2007).<sup>90</sup> A Figura 23 representa a produção anual média de óleo do Campo Marlim Leste e a Figura 24 representa a produção média anual de gás do Campo Marlim Leste. O objetivo de representar essas duas figuras é obter uma relação entre a produção do gás associado e de óleo. Utilizando-se os volumes de produção de óleo e gás foi possível calcular a relação entre a produção de gás e a produção de óleo (Figura 25).

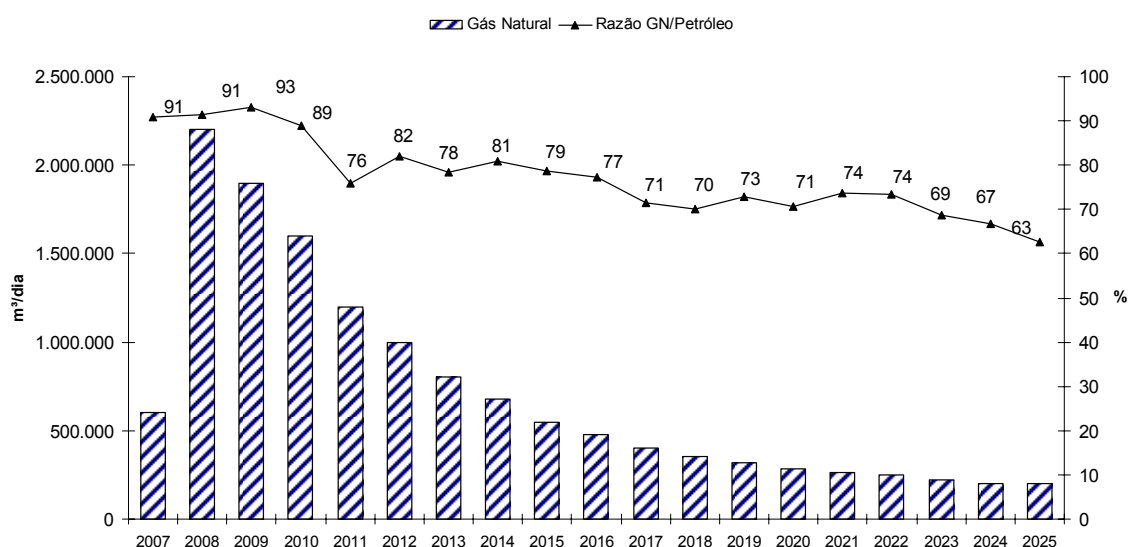


**Figura 23 - Produção anual média de óleo do Campo Marlim Leste (m³/dia)**  
Fonte: Elaboração própria baseada em IBAMA, 2007.

<sup>90</sup> Segundo informações disponíveis de PETROBRAS (2007h), o pico está previsto para o ano de 2009 com uma produção igual a 160.000 bpd.



**Figura 24 - Produção média anual de gás do Campo Marlim Leste (mil m³/dia)**  
 Fonte: Elaboração própria baseada em IBAMA, 2007.



**Figura 25 – Relação da produção de gás natural associado com a produção de petróleo no Estado do Rio de Janeiro 2000 - 2007**  
 Fonte: Elaboração própria.

A relação obtida varia de 91 a 66 vezes a produção de gás sobre a de óleo em m³ por dia. É importante ressaltar que esses gráficos representam valores aproximados, baseados em gráficos disponibilizados no Relatório de Impacto Ambiental (IBAMA, 2007), que representam previsões da produção de óleo e gás para o Campo Marlim Leste.

Para a avaliação da planta GTL serão consideradas as estimativas de produção de gás associado descritas anteriormente.



## 2.5. *O Ambiente Estudado*

Este capítulo definiu, a partir dos dados de produção de óleo e gás e do volume da queima de gás associado, a região de produção de petróleo brasileira que pode possuir características apropriadas para a utilização da tecnologia GTL, com a finalidade de aproveitamento do gás natural associado remoto que é atualmente queimado.

Assim, a escolha da Bacia de Campos e a utilização do perfil de produção de óleo e gás natural de seus campos exploratórios, a título de exemplificação, delimitam o estudo da utilização da tecnologia GTL de pequena escala para o aproveitamento do gás associado remoto *offshore* em águas profundas.

Observou-se com as recentes descobertas uma nova tendência futura de incorporação de reservas remotas de gás natural, associado ou não. Neste caso, além de plantas GTL *offshore* de pequena capacidade, plantas de maior capacidade também podem ser utilizadas para o aproveitamento de todo o gás não associado produzido em campos remotos.

O próximo capítulo analisará as condições que a tecnologia precisa atender para operar no ambiente *offshore* e quais os fabricantes que possuem tecnologia e projetos voltados para esse ambiente.



## CAPÍTULO 3 - Análise do Potencial Técnico

### 3.1. Condições de Operação para uma Unidade GTL em Ambiente Offshore

O levantamento dos processos disponíveis para o processo GTL permitiu uma análise das opções mais promissoras para os processos que podem ser utilizados em plantas *offshore*. No caso específico para atender ao objetivo deste estudo deve ser considerado que a utilização do processo GTL *offshore* requer processos GTL não-convencionais, mais compactos e com capacidade flexível (NICHOLLS, 2007). Portanto, a escolha deve considerar as condições de operações as quais estes processos serão submetidos.

Por exemplo, a viabilidade de operação da etapa de *upgrading* não foi demonstrada nas mesmas condições das etapas de produção do *syngas* e síntese de FT (WORLEY INTERNATIONAL, 2000). Assim, a escolha por produtos acabados ou pelo produto utilizado como produto base para esta etapa, o *syncrude*, pode ser fortemente influenciada pelas condições disponíveis para as plantas *offshore*.

A escolha pelo processo da síntese de FT considerou a sua fase de comercialização o que pode prover o estudo com melhores estimativas de custo de capital e custos de operação e manutenção (THOMAS *et al.*, 1996). Ainda assim, é importante ressaltar que o estudo estará sujeito a grande incerteza nas suas estimativas, porque a aplicação *offshore* ainda não foi realizada.

Existem duas linhas de pesquisa em relação às condições de operação do ambiente *offshore*. A primeira linha de pesquisa considera a construção de plantas GTL em balsas, destinadas à operação em águas calmas, enquanto a segunda utiliza plantas construídas em plataformas FPSO,<sup>91</sup> destinadas à operação em condições do mar e climáticas severas.<sup>92</sup>

---

<sup>91</sup> As unidades FPSO's (*Floating, Production, Storage and Offloading*) são navios que possuem, instalada em seu convés, uma planta de processo para a separação e tratamento dos fluidos produzidos em poços *offshore* de petróleo (PETROBRAS, 2007i). O óleo, depois de separado do gás e da água, é então armazenado e transferido para petroleiros via bóia ou pela ancoragem em *tandem* com o FPSO. Podem ser construídas para esta finalidade ou podem ser construídas a partir da conversão de um navio petroleiro. Ficam permanentemente ancoradas no local da operação, campo de óleo e gás *offshore*, para receber, processar, armazenar e exportar a produção (SBM, 2007). Estas unidades se estabeleceram recentemente como alternativas atrativas para a exploração *offshore* de petróleo e gás, por causa da

As plantas em águas calmas são destinadas à operação em deltas de rios ou ancoradas próximas a praias enviando a sua produção para um navio ou para tanques em terra.<sup>93</sup> Contudo essa tecnologia não é capaz de operar em águas profundas e em condições adversas de tempo, ainda que estas condições sejam relativamente calmas (HUTTON e HOLMES, 2005).

Devido às condições de operação na Bacia de Campos, considerou-se a possibilidade do uso da tecnologia *GTL offshore* em uma unidade FPSO. O conceito FPSO é um conceito que pode diminuir o tamanho econômico mínimo, e tornar possível o desenvolvimento de um campo pequeno e remoto em águas profundas (Shimamura, 2002). Além de apresentar vantagens como a integração de todas as funções necessárias para a produção, a flexibilidade na escolha do navio ou petroleiro que será utilizado em sua construção, a simplicidade na construção, a sua grande capacidade de armazenagem, o baixo custo e o reduzido tempo para entrada em operação em relação às outras opções de unidades (DE SOUZA *et al.*, 1998), as unidades FPSO apresentam duas características que foram consideradas convenientes<sup>94</sup> para as operações de uma planta GTL, são elas: a facilidade na instalação e realocação, e uma grande área disponível em seu *deck*,<sup>95</sup> que facilita a alocação dos equipamentos.

Apesar da experiência comercial *onshore* das tecnologias de produção e transformação do *syngas*, dos processos de hidrotratamento e do processo GTL como um todo, a

---

versatilidade do conceito, que é bem aproveitado para campos em águas profundas, onde não há a disponibilidade de gasodutos, com reservas recuperáveis limitadas e com um número reduzido de poços. Com o seu desenvolvimento esta tecnologia também tem sido utilizada em campos maiores (DE SOUZA *et al.*, 1998; SHIMAMURA, 2002).

<sup>92</sup> A empresa Syntroleum, apesar de ter clientes interessados em plantas *GTL offshore* para condições climáticas severas, está se concentrando em plantas para águas calmas. A estratégia da empresa é demonstrar a viabilidade da tecnologia em águas calmas e depois caminhar para uma segunda geração, que operaria em condições severas (HUTTON e HOLMES, 2005).

<sup>93</sup> Esse projeto já teve a sua viabilidade, tanto de projeto quanto econômica, confirmada pela empresa Syntroleum e está pronto para ser aplicada. A Nigéria, mais especificamente no campo Aje, é um país que vem sendo considerado para a sua instalação, onde pode ser útil para a eliminação do *gas flaring* e para a exploração de reservas isoladas (HUTTON e HOLMES, 2005).

<sup>94</sup> Conveniente à medida que a planta GTL representa um equipamento a mais e que ela pode ser transferida para outro campo caso a produção do campo que está em curso não seja mais adequada à capacidade da planta.

<sup>95</sup> O *deck* é formado por armações espaçadas entre 30 a 100 metros para formarem a estrutura do FPSO (DE SOUZA *et al.*, 1998). Como qualquer estrutura, o *deck* do FPSO está sujeito às forças provocadas pelo peso extra. Portanto, sendo uma plataforma, um navio construído para operação FPSO, um navio adaptado ou uma balsa todos precisam ter sua estrutura projetada para suportar o peso da planta GTL. Há um consenso entre os especialistas sobre a idéia de que o tamanho e o peso de uma planta GTL convencional é o fator limitante para o uso *offshore* até que ocorra um *breakthrough* tecnológico (HUTTON e HOLMES, 2005).

adequação dessas tecnologias ao ambiente *offshore* necessita atender a características de aplicação diferenciadas.

Uma comparação entre os riscos de operação entre plantas GTL *onshore* e plantas *offshore* mostra que existem vantagens e desvantagens tanto para plantas *offshore* quanto para plantas *onshore*.

As plantas *offshore* podem ser construídas e posicionadas teoricamente em qualquer lugar, mesmo depois de já terem operado em uma determinada região, evitam problemas políticos que possam vir a ocorrer no continente e não precisam de porto ou ancoradouro protegido. Mas apresentam como desvantagem a limitação no tamanho da planta e consequentemente em sua capacidade (<10.000 bpd), apresentam um alto custo, e nem todas as tecnologias GTL são apropriadas para o ambiente *offshore* (especialmente a POX e SMR convencional), ainda podem apresentar problemas técnicos devido à movimentação ocasionada pelo mar pode afetar a operação da planta (RETTENMAIER, 2002).

Foram identificados alguns requisitos que precisam ser atendidos para que a tecnologia GTL seja utilizada em ambiente *offshore*, são eles:

- Limitação de espaço - Espaço limitado para a instalação e operação da planta (DE SOUZA *et al.*, 1998; TONKOVICH *et al.*, 2007); As dimensões da planta ficam limitadas e a sua operação é dificultada pela falta de espaço disponível nas unidades *offshore*.
- Limitação de peso – A limitação do peso pode ser dividida em limitação do peso total e do peso das unidades que compõem a planta GTL. A limitação do peso total da planta ocorre por causa da influência das cargas instaladas no *deck* da embarcação, juntamente com a movimentação provocada pelas ondas, na deformação estrutural da planta (DE SOUZA *et al.*, 1998; TONKOVICH *et al.*, 2007). Enquanto que a limitação de peso das unidades surge para facilitar o transporte dessas unidades antes da montagem na unidade FPSO (OLSVIK, 2005).
- Volume e posicionamento do modulo – A planta GTL precisa ter um volume (perfil) pequeno para reduzir a resistência do vento e não influenciar no centro de gravidade da unidade FPSO (OLSVIK, 2005).

- Sensibilidade a movimentos - A planta não deve utilizar um processo que apresente grande sensibilidade ao movimento existente em instalações *offshore*. Plantas que operam com grande quantidade de líquidos em seus processos podem ser afetadas pelo movimento da embarcação (TONKOVICH *et al.*, 2007, OLSVIK, 2005).
- Capacidade de produção flexível - A capacidade de produção deve ser flexível para acompanhar a variação na produção do gás associado do poço ou poços de petróleo (RICHES, 2007).
- Transportabilidade - A unidade deve oferecer facilidade na sua transportabilidade, na montagem e na manutenção. Um exemplo é a fabricação de plantas do tipo “skid”, que podem ser construídas e transportadas prontas para serem instaladas reduzindo a necessidade de pessoas especializadas no local (TONKOVICH *et al.*, 2007).
- Independência de outros processos da planta *offshore* - Os processos precisam ser auxiliados por unidades de utilidade como eletricidade, fornecimento de água, etc. As utilidades fornecidas por estes equipamentos devem, na medida do possível, ser fornecidas pelo próprio processo GTL, uma vez que a área disponível para a planta é restrita (OLSVIK, 2005).
- Consumo reduzido de água - Devido à dificuldade de obtenção de água doce nas operações *offshore*. Uma opção é fazer a dessalinização da água, mas esse processo aumenta os custos e o gasto energético da operação (TONKOVICH *et al.*, 2007).
- Volume reduzido de efluentes - A produção de água na atividade de exploração de petróleo *offshore* atualmente é altamente regulada, por causa das pressões ambientais (EKINS *et al.*, 2007).
- Operabilidade e confiabilidade (HUTTON e HOLMES, 2005).
- Fator de segurança – Em instalações *offshore* a planta GTL deverá atender a fatores de segurança mais rígidos (STACEY e SHARP, 2007; HUTTON e HOLMES, 2005).

Além dos requisitos necessários para a operação *offshore* foram identificadas características que podem representar um diferencial para a escolha da tecnologia:<sup>96</sup>

---

<sup>96</sup> A possibilidade de produção industrial em larga escala pode diminuir os custos de produção de uma determinada tecnologia. Apesar disso, essa vantagem não deverá ser significativa no caso das plantas GTL *offshore* por causa do pequeno número de plantas que poderão entrar em operação. No entanto vale

- Matérias resistentes à corrosão.
- Potencial de reciclagem dos catalisadores (BRUMBY *et al.*, 2005).<sup>97</sup>

### 3.2. Disponibilidade Comercial das Tecnologias

Este tópico pretende realizar um *roadmap* tecnológico da tecnologia GTL para o ambiente *offshore*. A pesquisa realizada, basicamente por meio de material disponibilizado pelos fabricantes e quando possível em artigos científicos, identificou alguns fabricantes, licenciadores e *joint ventures* que possuem projetos e/ou tecnologias, em diferentes estágios de desenvolvimento e utilizando diferentes processos, que atendem, em diferentes graus, às condições de operação *offshore* descritas no item anterior.

Neste sentido, algumas tecnologias descritas no Capítulo 1 não serão aqui consideradas. Por exemplo, a tecnologia, que vem sendo desenvolvida pela empresa Air Products, de separação de O<sub>2</sub> por membranas para a produção de H<sub>2</sub> e de *syngas*. Neste projeto de desenvolvimento participam como integrantes ou colaboradores as seguintes empresas ou instituições (CHEN, 2004): Chevron Texaco, Air Products, DOE - U.S. Department of Energy, Ceramtec, University of Pennsylvania, University of Alaska, SOFCo, PENNState. A estimativa da Air Products é chegar ao estágio de pré-comercialização no final do ano de 2009 (CHEN, 2004). No entanto, esta tecnologia não será considerada na análise por razões já exploradas no capítulo sobre opções tecnológicas.

#### 3.2.1. Roadmap Tecnológico

##### CompactGTL

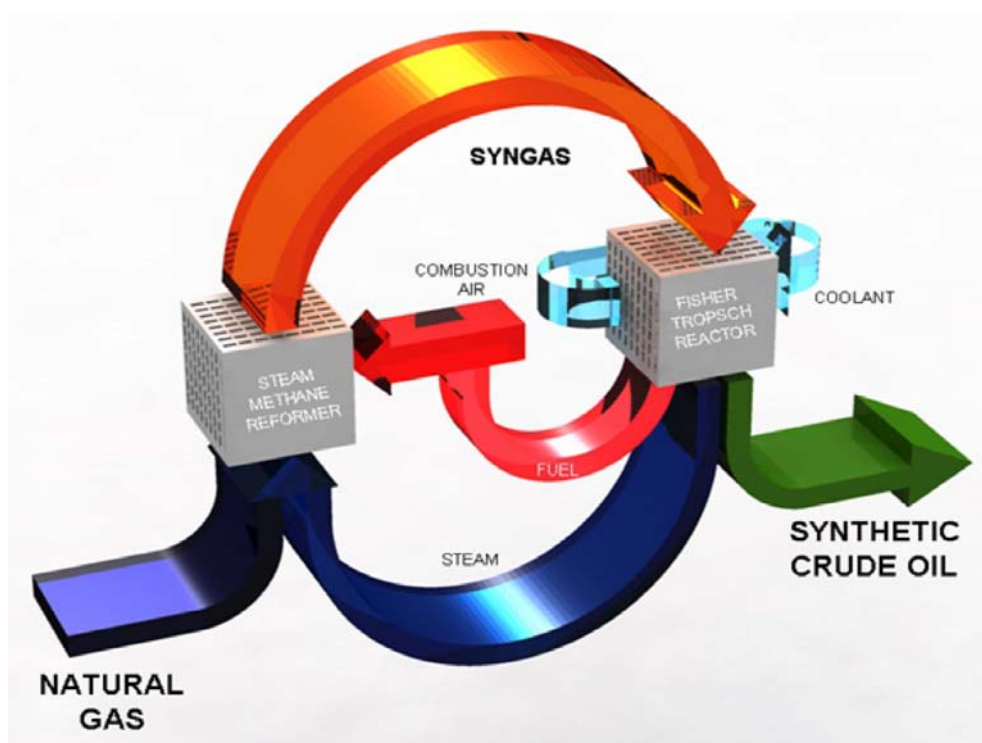
A empresa CompactGTL<sup>98</sup> está na fase de desenvolvimento de uma planta de reforma compacta, que poderá ser integrada a uma unidade FPSO para a produção de *syncrude* ou poderá operar em uma unidade *onshore*<sup>99</sup> (NICHOLLS, 2007; CompactGTL, 2007).

---

ressaltar que, apesar de não ser possível o ganho de escala, o desenvolvimento da tecnologia pode gerar um ganho de escopo.

<sup>97</sup> A expectativa de operação anual é de 340 dias. Esse número é baseado no período substituição do catalisador e de manutenções maiores (HUTTON e HOLMES, 2005).

O processo que vem sendo desenvolvido para o caso *offshore* dispõe de dois bancos de reatores. O primeiro banco de reatores utiliza a tecnologia SMR de microcanais para a produção do *syngas*, que segue para o segundo banco onde, por meio da síntese de Fischer-Tropsch, é produzido o *syncrude*.<sup>100</sup> As duas reações são ajustadas para ocorrerem de forma sincronizada. A Figura 26 ilustra o funcionamento dos dois bancos de reatores (CompactGTL, 2007).



**Figura 26 – Esquema de funcionamento dos bancos de reatores CompactGTL**  
Fonte: Riches, 2007

Esta configuração permite que o gás efluente possa ser reciclado e ser utilizado como insumo à combustão da reação catalítica da SMR e para a geração de energia elétrica (CompactGTL, 2007).

<sup>98</sup> Em maio de 2006, a empresa CompactGTL foi estabelecida e adquiriu todas as ações da GTL Microsystems AG (GTLM), e a divisão de processos da Accentus plc. A empresa GTL Microsystems (GTLM) foi estabelecida, em 2003, por uma *jointventure* entre as empresas FMC Technologies (USA) e a empresa Accentus (UK) (FOCUS ON CATALYSIS, 2003). A divisão de processos da Accentus plc fornecia apoio técnico e serviços de desenvolvimento para a GTLM e todos os seus funcionários ligados a parte de desenvolvimento foram mantidos na CompactGTL (CompactGTL, 2007).

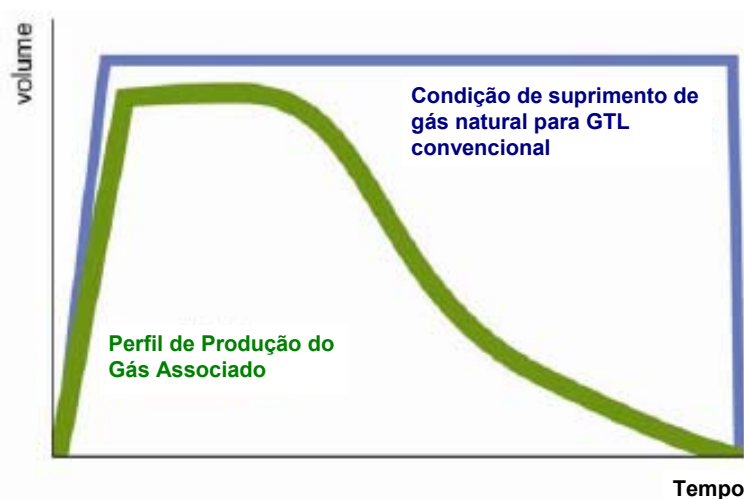
<sup>99</sup> A empresa CompactGTL tem um acordo com a Petrobras para o desenvolvimento de uma planta piloto de 20 barris por dia de *syncrude*. Os testes iniciais estão previstos para o ano de 2008 em uma unidade *onshore* e posteriormente serão transferidos para instalações *offshore*. A empresa pretende ter a sua primeira planta comercial em 2011 (BAXTER, 2007, NICHOLLS, 2007).

<sup>100</sup> Outros produtos desta segunda etapa são: água, gás efluente composto de  $H_2$ , CO e gases formados por hidrocarbonetos leves (CompactGTL, 2007).

A água que é produzida na reação de FT é tratada para a retirada de impurezas e reciclada para ser reaproveitada na forma de vapor na etapa SMR. O resultado é a diminuição da quantidade de efluentes líquidos descartados (CompactGTL, 2007; RICHES, 2007).

A reciclagem dos subprodutos permite que o processo tenha um nível alto de independência dos processos da unidade FPSO e que o processo completo contenha pequenos volumes de líquidos, tornando o sistema menos sensível a problemas de instabilidade característicos ao ambiente *offshore* (CompactGTL, 2007).

Os bancos de reatores utilizam o conceito de reatores modulares. A tecnologia modular tem flexibilidade para acompanhar a variação da produção de gás associado (Figura 27). Os módulos podem ser retirados ou desligados de acordo com a curva de disponibilidade do gás associado, aumentando, consequentemente, a eficiência operacional e reduzindo os custos de operação (CompactGTL, 2007; RICHES, 2007).



**Figura 27 - Comparação do suprimento de gás necessário para uma planta GTL convencional e o perfil de produção de gás associado**

Fonte: RICHES, 2007.

O fabricante assume que a sua tecnologia, com custo de capital de U\$ 35.000/barril de capacidade, pode ser aplicada em campos de óleo com produção entre 283.165 e 1.415.842 m<sup>3</sup>/dia, gerando respectivamente 159 e 795 m<sup>3</sup> de *syncrude*/dia (1.000 e 5.000

barris/dia), <sup>101</sup> e em campos de produção de óleo e gás associado com produção de 2,8 e 8,5 bilhões de m<sup>3</sup> (RICHERS, 2007).

A estimativa das dimensões de uma planta operando em uma unidade FSPO, de pequeno porte com produção de 1.000 barris/dia, é de 20m x 30m x 23m. E a estimativa para o seu peso é de 1.633 toneladas. A Figura 28 ilustra o espaço ocupado pela planta de 1.000 barris/dia (RICHERS, 2007).

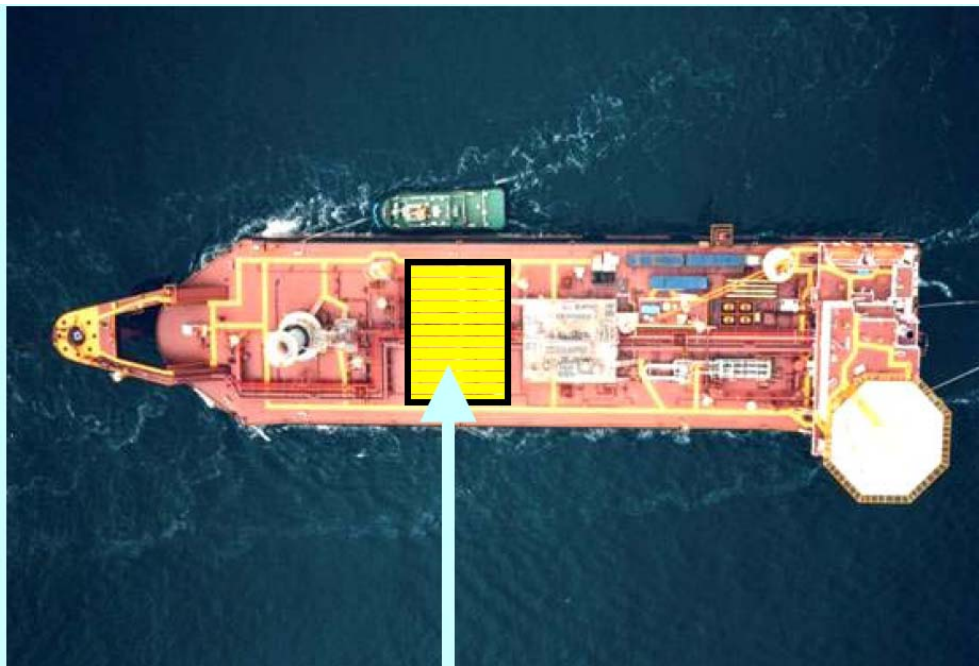


Figura 28 – Ilustração do espaço necessário para uma planta 1.000 b/d  
Fonte: RICHERS, 2007.

## Haldor Topsoe

A empresa Haldor-Topsoe considera que, apesar de não ser um conceito novo e de ainda não ter sido construído, todos os elementos (reforma, síntese do metanol e destilação) para a viabilização de uma planta GTL *offshore* para a produção de metanol já foram testados em escala industrial, em plantas *onshore*. A empresa aposta nas

---

<sup>101</sup> Esta relação mostra uma eficiência de aproximadamente 283 m<sup>3</sup> de gás natural para cada barril de *syncrude* produzido.



tecnologias *Haldor Topsoe Convective Reformer* (HTCR) e na ATR, que permitiram uma redução nos problemas limitantes, como peso e dimensões, encontrados na reforma a vapor convencional (HALDOR TOPSOE, 2007c). Faltam dados mais detalhados, porém, do seu projeto *offshore*.

## Statoil

A Statoil estudou de 1995 a 1998 dois conceitos de GTL *offshore* para a produção de *syncrude*. O primeiro considera um FPSO para campos pequenos, processando o fluxo inteiro de um poço com a produção de 684 m<sup>3</sup>/dia (4.300 b/dia) de *syncrude* (Figura 29). O segundo conceito considera um flutuador ou balsa com uma planta GTL com capacidade para processar 2305 m<sup>3</sup>/dia (14.500 b/dia) de *syncrude*, recebendo gás de um FPSO (HANSEN, 2005).

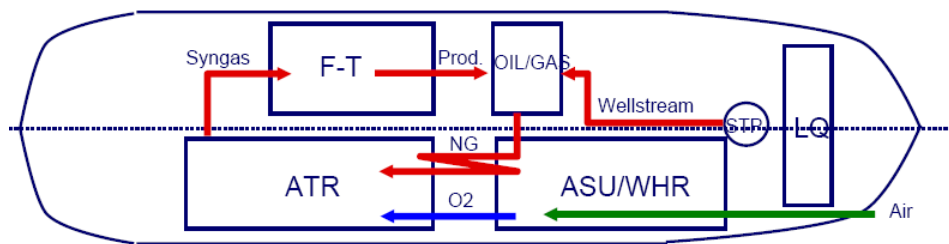


**Figura 29 - Ilustração do conceito FPSO da Statoil**  
Fonte: OLSVIK, 2007.

Como premissa do projeto, a planta GTL será projetada para ter o máximo de independência dos sistemas da embarcação FPSO. A tecnologia *Slurry Phase Distillate* (SSPD) da Sasol foi adaptada para as condições *offshore*: planta criogênica de O<sub>2</sub>, produção de *syngas* pela tecnologia ATR e *Slurry Phase Fischer-Tropsch Synthesis* (OLSVIK, 2005). A Figura 30 mostra a disposição da planta, que tem como principal foco as questões de segurança, no *deck* de uma unidade FPSO.<sup>102</sup>

---

<sup>102</sup> Algumas observações a respeito da preocupação com a segurança podem ser feitas. A localização da entrada de ar livra o fluxo de ar de contaminantes, áreas com risco de incêndio e de contaminação estão localizadas longe da torre de comando do FPSO e contra o vento. A configuração e áreas de segurança são utilizadas para isolar/diminuir os riscos (OLSVIK, 2005).



**Figura 30 – Disposição da planta GTL**

Fonte: OLSVIK, 2005.

A Statoil escolheu a tecnologia ATR, diferentemente de outras empresas que optaram pela reforma compacta. A razão dessa escolha foi aperfeiçoar a integração entre a etapa de produção (ATR) com a etapa de transformação (síntese de FT) do *syngas*. Alguns motivos apresentados pela Statoil, que já foram descritos no capítulo 1, que justificam esta decisão são (HANSEN, 2005):

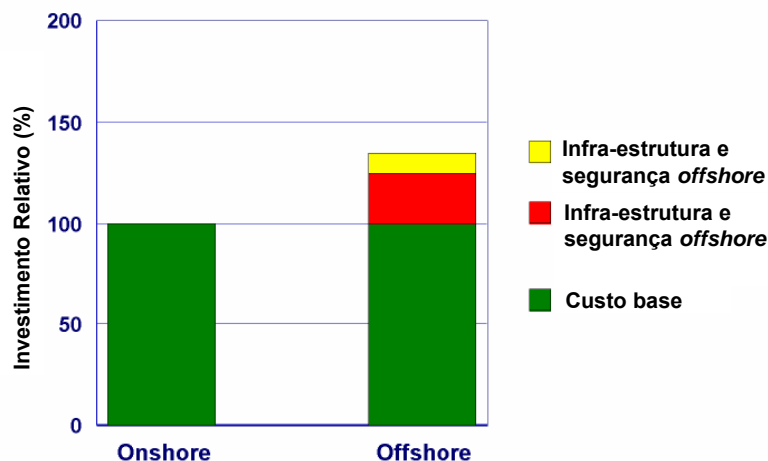
“Reforma Compacta” versus “Rotas com oxigênio”

- A inatividade do CO<sub>2</sub> produzido na reforma a vapor aumenta o diâmetro do reator F-T;
- Uma razão S/C baixa é necessária para a economia e eficiência do processo;
- As melhores rotas para a produção do *syngas* são a POX ou a ATR, que utilizam uma unidade ASU para o fornecimento de O<sub>2</sub>;
- Haverá uma redução de custos da unidade ASU. Hoje esta unidade tem capacidade de 4.000 tpd, mas o potencial futuro é de 6 a 7.000 tpd com redução de custos;

“ATR” versus “POX”

- A POX possui uma produção maior de CO, mas a eficiência total fica restrita pela baixa produção de H<sub>2</sub>.

A empresa considera que a aplicação do processo GTL *offshore* é viável tecnicamente, mas deve ser construído com exigências severas de segurança, que entre outros fatores resultam na aplicação de um fator de 1,3 para o custo de marinização (Figura 31) (OLSVIK, 2005).



**Figura 31 – Relação entre custo de investimento *onshore* e *offshore***  
 Fonte: OLSVIK, 2005.

## Seagas Joint Industry Project (JIP)

O Seagas JIP Offshore GTL é um projeto conjunto de quatro empresas contratantes para a análise da viabilidade técnica e comercial do desenvolvimento de uma planta GTL *offshore*. As quatro empresas envolvidas são: Foster Wheeler, como especialista de engenharia e de processo, o estaleiro Izar, a empresa Bluewater e a empresa Den Norske Veritas (DNV) (VALSGÅRD E TVEITNES, 2003).

O projeto visa à utilização de uma unidade FPSO, mas faltam dados mais detalhados, porém, deste projeto.

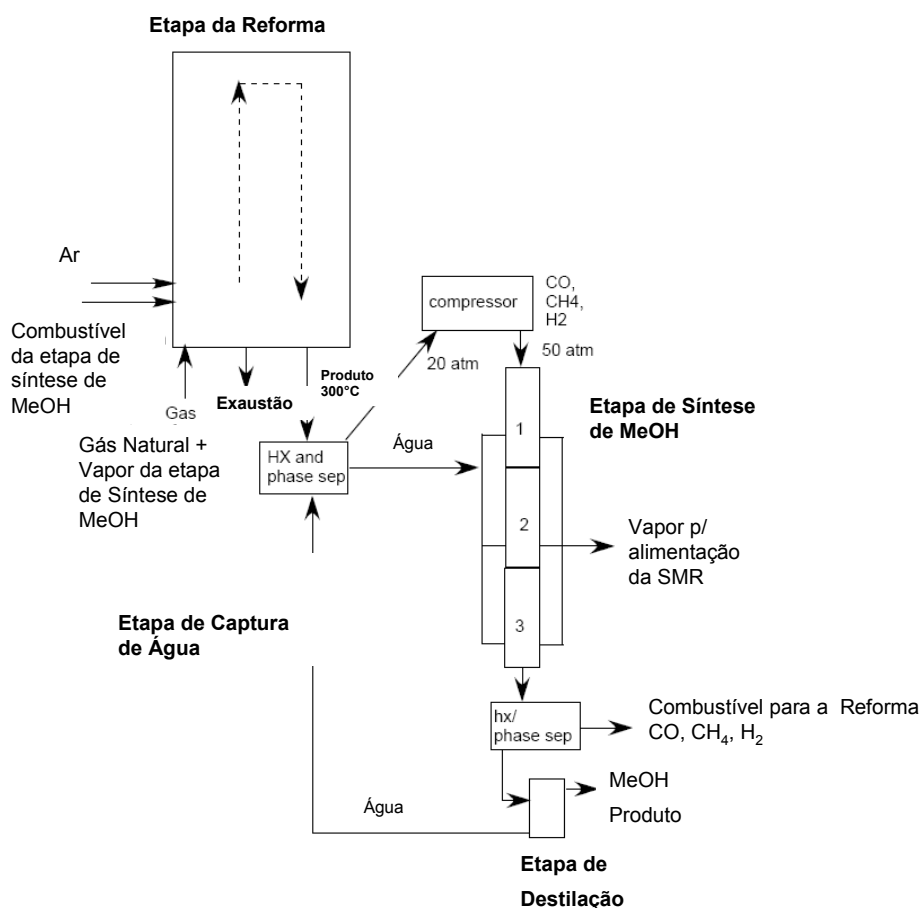
## Velocys

A empresa Velocys Technology <sup>103</sup> combina o uso de catalisadores de alta atividade com reatores microcanais. O reator integra o pré-aquecimento dos reagentes,

<sup>103</sup> A empresa Velocys Technology tem como objetivo desenvolver tecnologia GTL, economicamente viável, para a aplicação em fontes não convencionais como gás natural remoto, carvão e biomassa. Foi fundada em 2001 como uma extensão do Batelle Memorial Institute, para a comercialização da tecnologia de microcanais. Está localizada perto de Columbus, Ohio (VELOCYS, 2007). Recentemente, a empresa formou uma joint-venture, com as empresas Modec Inc. e Toyo Engineering Corp., para o desenvolvimento e comercialização de plantas GTL *offshore*. O acordo prevê o desenvolvimento no reator e no catalisador da tecnologia de microcanais da Velocys para viabilizar economicamente a

combustível e ar, permitindo a recuperação de calor dos produtos e da exaustão. A mistura da SMR flui ao longo do reator por um canal de 0,25 mm de largura e se conecta a ao canal dos produtos por uma curva em “U”. A combustão ocorre em canais adjacentes. O combustível e o ar são pré-aquecidos pela exaustão que ocorre em um canal adjacente (TONKOVICH *et al.*, 2004).

A Figura 32 representa o diagrama de fluxo para a integração da tecnologia Velocys ao ambiente *offshore*. Os pontos de destaque são: hardware compacto com o menor número possível de componentes discretos, pequenas torres de destilação, consumo reduzido de água, eficiência de carbono e custos competitivos (TONKOVICH *et al.*, 2007).



**Figura 32 - Diagrama de fluxo para a integração da tecnologia Velocys ao ambiente *offshore***  
Fonte: TONKOVICH *et al.*, 2007.

produção de *synfuel*. O trabalho em conjunto com a Toyo e MODEC permitirá a instalação da tecnologia em unidades FPSO (OFFSHORE MAG, 2007).

O gás natural é convertido em *syngas* pelo processo SMR. O ar é utilizado na queima do gás de escape do reator de produção do metanol com o objetivo de fornecer calor para a reação endotérmica da reforma do metano. A água para a etapa de reforma a vapor é retirada do vapor gerado durante o processo de remoção de calor da síntese do metanol. A água do efluente líquido do reformador é captada e reciclada juntamente com a água coletada da unidade de destilação. O aproveitamento da água no efluente de exaustão também pode ser realizado<sup>104</sup> (TONKOVICH *et al.*, 2007).

Da mesma forma que ocorre na SMR convencional, o gás natural é misturado ao vapor d'água a uma temperatura de aproximadamente 250°C. O fluxo é então distribuído para os blocos dos reatores. Ao entrar em um dos reatores, o fluxo é separado em milhares de microcanais paralelos e então é aquecido em um trocador de calor de microcanais, que recupera calor, porque é integrado com a parte onde ocorre a reação de alta temperatura (TONKOVICH *et al.*, 2007).

O fluxo é cataliticamente convertido em *syngas* a uma temperatura entre 850°C e 900°C. O catalisador, que é aplicado nas paredes dos microcanais, é o Rh/Mg-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> (TONKOVICH *et al.*, 2004).

O calor é fornecido pela combustão catalítica<sup>105</sup> de combustível. O combustível contém gás natural, hidrogênio, monóxido de carbono e todos os combustíveis não-condensáveis e os gases não combustíveis efluentes do reator de síntese de metanol. O tamanho de uma planta experimental com 30 blocos de reatores disponibilizados em seis módulos deverá ter as seguintes dimensões: 3,9 m x 5,8 m x 3,9 m (TONKOVICH *et al.*, 2007).

O sistema completo para uma planta com produção de 1.000 toneladas/dia pode necessitar de nove módulos de SMR, cada um com cinco reatores. Cada composição para a produção de metanol *offshore* deverá ter 3,9 m de comprimento, 3,9 m de altura e 1,0 m de largura (TONKOVICH *et al.*, 2007).<sup>106</sup>

---

<sup>104</sup> O reator SMR recebe 82 ton/hora, mas com o uso da reciclagem apenas 48 ton/hora é de água fresca. Se a água da exaustão fosse utilizada o total de água fresca passaria para apenas 28 ton/hora, o que representa uma redução de 65% no consumo de água (TONKOVICH *et al.*, 2007).

<sup>105</sup> O catalisador de metal nobre utilizado na combustão também é aplicado nas paredes dos microcanais (TONKOVICH *et al.*, 2007).

<sup>106</sup> Alguns avanços no projeto vêm sendo realizados em busca de uma redução, em uma razão maior que duas vezes, no número de conjuntos da planta (TONKOVICH *et al.*, 2007).

A eficiência de conversão do carbono desde o gás natural até o metanol é de aproximadamente 56%. Essa eficiência, que está abaixo da eficiência de uma planta convencional *onshore*, deve-se ao *trade-off* entre a redução do tamanho e da complexidade da planta para a utilização *offshore*. Aumentos na eficiência de conversão de carbono virão inicialmente de melhorias na taxa de conversão de carbono da unidade de síntese de metanol. Está em desenvolvimento um hardware com eficiência de conversão de carbono maior que 65% (TONKOVICH *et al.*, 2007).

O projeto de uma planta de metanol com capacidade de 1.000 toneladas por dia está sendo desenvolvido para ser instalado em uma unidade *offshore*. Cada um das unidades SMR possuem dois conjuntos de síntese de metanol empilhados, atingindo uma altura total de 7 m. Cada conjunto, formado por uma unidade SMR e dois reatores de síntese de metanol empilhados, ocupa uma área de 3,9 m por 1 m com uma altura de 6,3 m. A planta possui nove conjuntos que possuem uma distância de 1 m entre eles para permitir um melhor acesso às operações de manutenção. As seis unidades de destilação necessárias para esta configuração ocupam aproximadamente 3,9 m por 12 m com uma altura de 1 m e uma distância de 1 m entre as unidades para permitir a manutenção. Essa configuração, incluindo os conjuntos (SMR + metanol) e as unidades de destilação, pode ser facilmente montada em uma área de 18 m por 15 m, no deck de uma unidade FPSO (TONKOVICH *et al.*, 2007).

## **Syntroleum e Bluewater Energy Services B.V**

As empresas Syntroleum Corp. e Bluewater Energy Services BV formaram uma *joint venture* para o desenvolvimento e financiamento de uma planta GTL *offshore* montada em uma unidade FPSO. A proposta do empreendimento é desenvolver, construir e operar unidades GTL em unidades FPSO (BLUEWATER, 2006).

O estudo realizado pelas empresas chegou a um design de uma unidade FPSO com capacidade de produção 6.360 m<sup>3</sup>/dia de óleo e 1.590 m<sup>3</sup>/dia de condensado, com uma planta GTL com a capacidade de 2.703 m<sup>3</sup>/dia de produtos via síntese de F-T e com capacidade de armazenamento de aproximadamente 365.700 m<sup>3</sup>. As empresas estão trabalhando juntas para identificar projetos que permitirão a *joint venture* participar no desenvolvimento da produção de gás e óleo e no processo *downstream* das mesmas

localidades *offshore*. Na época em que esta informação foi divulgada, a formação da *joint venture* estava sujeita a negociação entre as empresas (BLUEWATER, 2006). No entanto, faltam dados mais detalhados sobre este projeto.

### **Syntroleum e Sovereign**

As empresas Syntroleum e Sovereign Oil & Gas assinaram um acordo onde a empresa Sovereign trabalhará exclusivamente com a Syntroleum para adquirir e desenvolver campos remotos de gás utilizando a tecnologia GTL detida pela Syntroleum. O papel da empresa Sovereign Oil & Gas será identificar e providenciar acesso a reservas no momento certo para a operação da tecnologia GTL *offshore* em águas calmas (PETROLEUM ÁFRICA MAGAZINE, 2004).

O projeto consiste em uma planta GTL montada em uma balsa com capacidade nominal de 19.000 bpd de derivados FT. É uma planta concebida para a operação em águas calmas e utiliza a tecnologia GTL da Syntroleum. A balsa GTL será projetada para o desenvolvimento de campos de gás remotos *offshore* e *near-shore*, e será capaz de produzir 130 milhões de barris de combustível sintético de um campo de 1,2 trilhões de pés cúbicos de gás natural (PETROLEUM AFRICA MAGAZINE, 2004). No entanto, faltam dados mais detalhados sobre este projeto.

### **Mogal Marine/Coogee Chemicals/ Mitsubishi Corporation**

As empresas Coogee Chemicals e Mogal Marine, em parceria com a Mitsubishi Corporation, detêm a propriedade intelectual para o projeto *Methanol FPSO* (MFPSO) e vêm buscando oportunidade para a sua aplicação comercial (COOGEE CHEMICAL, 2007).

A tecnologia considerada neste projeto é a *Leading Concept Methanol* (LCM) <sup>107</sup> que tem um design compacto e não é sensível aos movimentos presentes em operações *offshore* (MOGAL MARINE, 2007).

A tecnologia tem como objetivo a aplicação em campos entre 0.5 e 2.0 trilhões de pés cúbicos, considerando-se que reservas menores podem não ser econômicas e reservas maiores podem ser desenvolvidas com a utilização de gasodutos (MOGAL MARINE, 2007).

Um estudo realizado nesta parceria, a título de exemplificação, foi a aplicação do MFPSO no campo “CruX”, que está localizado dentro dos limites da plataforma continental australiana, no território Ashmore-Cartier (Tabela 1). É um campo *offshore* que está a aproximadamente 750 km de Darwin. (MOGAL MARINE, 2007). No entanto faltam dados mais detalhados para este projeto.

**Tabela 9 – Custos previstos de desenvolvimento do MFPSO para o campo “CruX”**

<b>Etapas do Projeto</b>	<b>US\$ milhões</b>
MFPSO incluindo o casco, equipamentos e instalação.	423
Projeto de engenharia, seguro e contingência	113
Custo total do MFPSO	536
Desenvolvimento submarino	59 - 73
Custo total do projeto	595 - 609

Fonte: Adaptado de MOGAL MARINE, 2007.

## Heatric

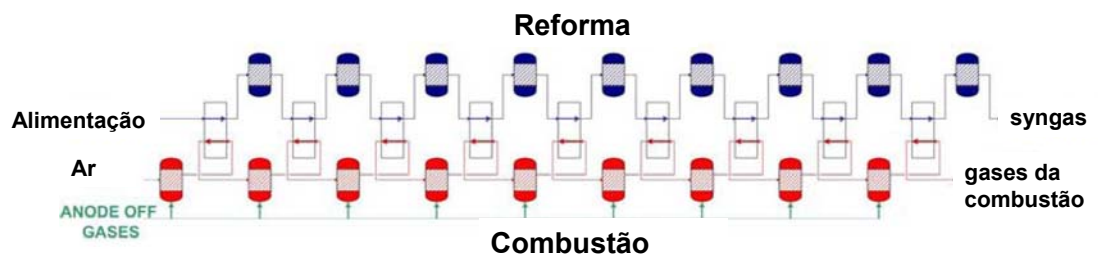
A tecnologia utilizada pela empresa Heatric utiliza o processo SMR microcanais, mas com uma técnica de construção conhecida como *Printed Circuit Heat Exchanger* (PCHE). A técnica de construção da tecnologia PCHE possibilita a construção de reatores em módulos, que podem ser combinados e permitem uma ampla faixa de capacidade de produção da planta, desde uma miniplanta <sup>108</sup> a uma planta de larga escala

<sup>107</sup> O processo LCM é uma tecnologia da empresa Johnson Matthey Catalysts, que desenvolve este processo em parceria com a Metanex Corporation. A tecnologia LCM esta disponível apenas através da empresa One Synergy (Johnson Matthey, 2007).

<sup>108</sup> A possibilidade de operação em miniplantas permite que o conceito de produção distribuída seja explorado. Esse conceito pode permitir o acesso de economias isoladas e países subdesenvolvidos a processos químicos, reduzindo a dependência a exportações e aumentando a segurança de fornecimento (SERIS *et al.*, 2007).



(SERIS *et al.*, 2007). A empresa ainda utiliza uma configuração alternativa, no qual múltiplos leitos adiabáticos (*Multi Adiabatic Bed – MAB*)<sup>109</sup> são intercalados e entre eles são colocados trocadores de calor (Figura 33).



**Figura 33 – Configuração MAB**  
Fonte: SERIS *et al.*, 2007.

O baixo custo de fabricação dos trocadores de calor e a utilização da tecnologia de microcanais geram oportunidades de uma alta integração dos processos. A reforma SMR atinge mais 95% da eficiência teórica por meio do uso de múltiplos estágios de trocadores de calor no processo (SERIS *et al.*, 2007).

## JOGMEC

As empresas Japan Oil and Gas e Metals National Corp. (JOGMEC) e mais seis empresas privadas estabeleceram um consórcio de pesquisa para a construção de uma planta piloto para o processo japonês JGTL. A entrada em funcionamento de uma planta piloto com capacidade de 500 barris/dia de produtos acabados, localizada em Niigata, no Japão, está prevista para o ano de 2009. A comercialização da tecnologia está prevista para 2012 com uma planta de capacidade de 30.000 barris/dia de produtos acabados. A empresa vem testando o processo JGTL, desde o ano de 2003, com uma planta de 7 barris/dia em Yuhfutsu, Hokkaido, Japão (ONDREY, 2007).

No processo JGTL o gás natural é reformado com vapor d'água e CO<sub>2</sub> em syngas na razão H<sub>2</sub>/CO igual a 2. A reforma utiliza o CO<sub>2</sub> presente no gás natural, eliminando a necessidade de utilização de uma unidade de separação do CO<sub>2</sub> antes da reforma. Além disso, por utilizar a reforma a vapor e gerar uma razão H<sub>2</sub>/CO ideal para a síntese FT,

<sup>109</sup> Essa configuração é muito utilizada no controle de temperatura de processos químicos (SERIS *et al.*, 2007). Para mais detalhes sobre a tecnologia ver BANISTER E RUMBOLD (2005), JOHNSTON *et al.* (2001).

não são necessários investimentos em uma unidade de produção de O<sub>2</sub> e uma unidade de separação e armazenamento de H<sub>2</sub>, respectivamente, o que pode representar uma redução de custo de 20% em relação a um processo GTL convencional (ONDREY, 2007).<sup>110</sup>

A tecnologia cria a oportunidade de exploração de reservas de gás natural, com alto teor de CO<sub>2</sub>, que não podem ser exploradas com os outros processos de reforma (JOGMEC, 2008). No entanto, faltam dados mais detalhados do projeto e do processo JGTL.

## One Synergy

A empresa One Senergy vem trabalhando para viabilizar o conceito de reforma compacta da BPAmoco / Kvaerner. Como explicitado no capítulo 1, a tecnologia se baseia em:

- Pré-aquecimento da mistura – O gás natural e o vapor são misturados e parcialmente pré-aquecidos pela troca de calor com os gases de exaustão.
- Reforma a vapor / combustão – O gás natural é reformado pela SMR convencional a base de níquel e o calor necessário à reação é fornecido por combustão.
- Resfriamento do *syngas* / pré-aquecimento (*waste heat recovery*) – O *syngas* troca calor com a mistura de ar e combustível garantindo a transferência de calor e a distribuição do fluxo

O processo utiliza um reformador com desenho convencional que permite a troca de calor em uma configuração<sup>111</sup> contracorrente. Essa característica permite o pré-aquecimento do combustível, ar e mistura de gás natural com vapor por meio da troca de calor e consequentemente do resfriamento do produto e dos gases de exaustão. As grandes vantagens obtidas com esta tecnologia são (DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007):

---

<sup>110</sup> Para mais detalhes sobre os resultados obtidos na planta de teste ver WAKAMURA (2005).

<sup>111</sup> O seu desenho permite a integração da combustão com a SMR, cada uma ocorrendo em um dos lados do reator. Este conceito, que permite um ganho na eficiência térmica quando comparada a SMR convencional, foi testado pela Amoco no início da década de 90 e uma unidade piloto foi construída e operada entre 1994 e 1997 pela BP Amoco / Kvaerner (DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007).

- Este design permite que o reformador tenha um tamanho compacto, assim como os trocadores para a recuperação do calor.
- Aumento de eficiência térmica em 90% por causa da alta taxa de reciclagem de calor quando comparada à reforma convencional, que tem eficiência térmica entre 60 e 65%.
- Peso aproximadamente 30% menor do que a reforma convencional.
- Projeto *standard* que permite a produção em massa e a redução da homem/hora e do tempo de produção total de uma unidade.
- Design compacto permite que a unidade seja transportada para plataformas *offshore* ou campos remotos.

Uma unidade de reforma compacta para uma planta de 2.703 m<sup>3</sup> de *syncrude* pesa 4.000 toneladas e pode ser fabricada e enviada ao campo em um módulo de 7.500 toneladas. O custo<sup>112</sup> de capital é aproximadamente de US\$ 23.000/barril. O desempenho de uma planta com a capacidade de 2.703 m<sup>3</sup>/dia de *syncrude* está descrita na Tabela 10. (FREID *et al.*, 2003)

**Tabela 10 - Critério de avaliação do desempenho de uma planta<sup>113</sup> de 2.703 m<sup>3</sup>/dia de *syncrude***

Critério	Desempenho / barril de <i>syncrude</i>
Utilização do gás (processo + energia + vapor)	258 m <sup>3</sup> (9.100 scf)
Carga de resfriamento	2.8 MMBtu
Emissões gasosas	1.252 m <sup>3</sup> (195°C)
Efluentes líquidos	18,14 kg

Fonte: FREID *et al.*, 2003.

Para a produção do metanol o reformador compacto é utilizado em uma configuração diferente, mostrada na Figura 34, com o objetivo de otimizar o processo. O gás natural é pré-aquecido e o *syngas* produzido na reforma alimenta diretamente a seção de síntese de metanol a baixa pressão. Parte do gás que não foi convertido é reenviado para o reformador via uma membrana que possibilita uma realimentação, rica em H<sub>2</sub>, para o reformador. O esquema possibilita uma alta eficiência de conversão de carbono e os equipamentos podem ser movidos a vapor ou eletricidade (DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007).

<sup>112</sup> O custo de capital estimado é de US\$ 20.000/barril (HENSMAN e ASHLEY, 2004).

<sup>113</sup> Os dados da tabela são referentes à unidade piloto da BP em Nisiski, Alaska.

O processo mostrou-se viável para plantas *offshore* ou *onshore* (remoto) com volume de gás natural processado de 10-300 mm scf/d por causa das seguintes razões (DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007):

- O baixo peso do reformador compacto e a alta razão capacidade/peso do novo esquema para a planta de metanol permitem uma redução entre 50 e 60 % no peso da planta quando comparada à planta de produção do *syncrude* para a mesma capacidade de gás processado.
- O processo de produção de metanol é mais eficiente uma vez que a síntese de FT é altamente exotérmica.

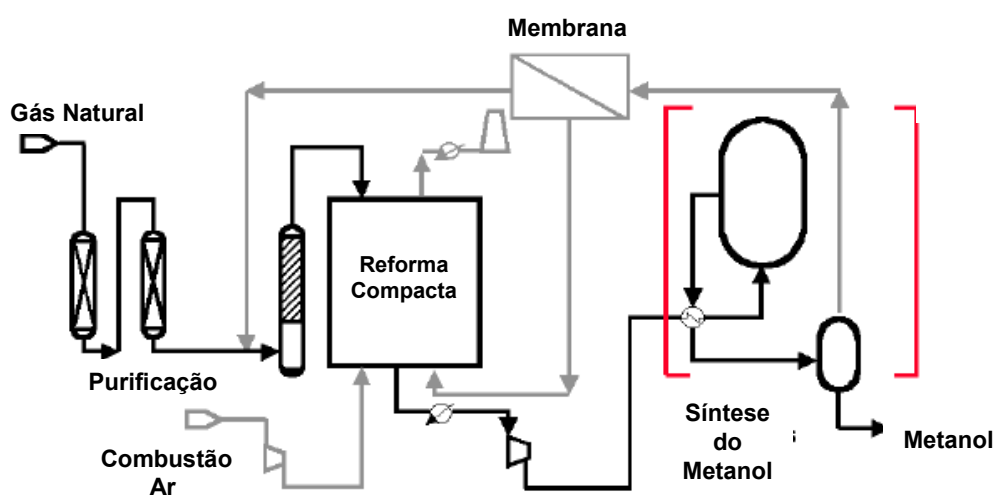


Figura 34 – Configuração para a produção do Metanol  
Fonte: DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007.

## Metaprocess Inc.

A empresa “Metaprocess” possui tecnologia, em estágio comercial, para a construção de mini-plantas *onshore* para a produção de metanol e mini-plantas GTL para a produção de *syncrude* (LIATS, 2006).

A empresa utiliza o processo de reforma a vapor e as plantas podem ter as seguintes capacidades de produção de metanol em toneladas por ano: 12.500; 25.000; 50.000; 75.000; 100.000. Também é possível a construção de plantas com capacidades intermediárias para atender determinadas aplicações (METAPROCESS, 2007).

A Tabela 11 resume as características para uma mini-planta de produção de metanol utilizando a tecnologia Metaprocess Inc.

<b>Tabela 11 - Indicadores econômicos para uma planta de metanol</b>			
Capacidade (toneladas por ano)	12.500	20.000	30.000
Custo de capital, US\$ milhões	10	15	18
Tempo de construção da planta (meses)	18	20	30
Custo do metanol por tonelada (inclui amortização) US\$	186	176	170
Número de pessoas trabalhando por turno	7	7	9

Fonte: LIATS, 2006.

A Tabela 12 resume as características para uma mini-planta GTL utilizando a tecnologia Metaprocess Inc.

<b>Tabela 12 - Indicadores econômicos para uma planta GTL</b>			
Capacidade (toneladas por ano)	15.000	50.000	100.000
Custo de capital, US\$ milhões.	14,8	25	48
Tempo de construção da planta (meses)	18	28	32
Custo por tonelada (inclui amortização) US\$	180-200	160-180	145-160
Número de pessoas trabalhando por turno	7	12	30

Fonte: LIATS, 2006.

Apesar dos indicadores econômicos fornecidos pelo fabricante, faltam mais informações sobre a tecnologia.

### **3.2.2. Resumo dos Fabricantes e Tecnologias Identificados**

O intuito desse capítulo foi realizar um *roadmap* tecnológico dos fabricantes envolvidos e a etapa de desenvolvimento em que as suas tecnologias e/ou projetos se encontram. É importante ressaltar que nenhuma das tecnologias e projetos acima foram executados em ambiente *offshore*.

Além dos dois tipos de abordagem em relação à construção de unidades FPSO, para águas profundas, ou balsas, para águas calmas, os fabricantes também possuem estratégias diferenciadas em relação aos produtos finais da planta GTL e a parcela do gás que será utilizada como insumo.

A escolha dos produtos influencia diretamente o projeto da planta, uma vez que produtos acabados necessitam do processo GTL completo, incluindo a etapa de *upgrading*. Os projetos que consideram apenas a produção do *syncrude* consideram apenas as primeiras duas etapas do processo. Essa configuração define a estratégia de construção da planta e da unidade FPSO. Por exemplo, a empresa Statoil considera o projeto de uma unidade FPSO cuja construção será realizada exclusivamente para receber a planta GTL, com capacidade suficiente para aproveitar todo o volume de campos de gás remotos. Empresas como a Heatric, a Velocys e a CompactGTL desenvolvem tecnologias para plantas de menor capacidade, que possam ser montadas em unidades FPSO construídas ou não para elas e que tenham disponível o espaço necessário para a instalação da planta GTL. A Tabela 13 resume os fabricantes e suas respectivas tecnologias identificados até a data do término deste estudo.

**Tabela 13 - Fabricantes e tecnologias identificados para a viabilização do GTL *offshore***

Fabricantes/ Licenciadores	CompactGTL	Davy Process Technology / BP / ONE SYNERGY	Davy Process Technology / BP / ONE SYNERGY	Haldor Topsoe	Heatric	Velocys	Metaprocess	Metaprocess	Syntroleum/ Bluewater	Statoil
Processo <sup>114</sup>	SMR	SMR	SMR	ATR	SMR	SMR	SMR	SMR	--	ATR
ASU <sup>115</sup>	Não	Não	Não	Sim	Não	Não	Não	Não	--	Sim
Tecnologia	Microcanais	Compact Reformer	Compact Reformer	HTCR	Microcanais PCHE	Microcanais	Convencional	Convencional	--	Sasol's Slurry Phase Distillate (SSPD)
Produto <sup>116</sup>	Syncrude	Syncrude	Metanol	Metanol / DME	Metanol	Metanol	Syncrude	Metanol	Produtos FT	Syncrude
Custo de capital (US\$ milhões) (US\$/barril)	35 - 175 35.000	23.000	23.000	--	-- --	-- --			-- --	1,3 * planta onshore
Custo O&M	--	--	--	--	--	--			--	
Capacidade de produção (m³/dia)	159 – 795	2.703	2.703	--	--	1000 ton/dia			2.703	684 (projeto - FPSO) 2.305 (projeto - balsa)
Eficiência	283 m³ GN/barril syncrude	60 – 65 %	--	--	95% da teórica	--	--	--	--	--
Produção <sup>117</sup>	Modular	Modular	Modular	Não modular	Modular	Modular	--	--	--	Não modular
Peso (toneladas)	1.633	7.500	50 a 60% do peso da planta de <i>syncrude</i>	--	--	--	--	--	--	--
Dimensões (metros)	20 x 30 x 23	--	--	--	--	18,0 x 15,0 x 6,3 (altura)	--	--	--	--
Sensibilidade <sup>118</sup>	Reduzida	Convencional	Convencional	Convencional	Reduzida	Reduzida	Convencional	Convencional	--	Convencional
Transportabilidade	--	Alta	Alta	--	--	Alta	--	--	--	--
Consumo de água	Baixo / Reciclagem	--	--	--	Baixo / Reciclagem	Baixo / Reciclagem			--	--
Auto-suficiência <sup>119</sup>	Alta	--	----	--	--	Alta	--	--	--	--

Fonte: Elaboração própria.

<sup>114</sup> O capítulo 1 descreve com mais detalhes as tecnologias para o processo GTL consideradas no estudo.

<sup>115</sup> Este item expõe a necessidade da utilização de uma unidade ASU para a tecnologia considerada para cada fabricante.

<sup>116</sup> Os produtos considerados foram o *syncrude*, o metanol e o DME.

<sup>117</sup> A produção modular permite que a planta seja adaptada à produção do campo. Este item foi categorizado em modular e não modular.

<sup>118</sup> A sensibilidade aos movimentos foi categorizada em: reduzida e convencional, que é relativa às plantas convencionais *onshore*.

<sup>119</sup> Este item expõe a auto-suficiência da planta GTL em relação a outros processos do local de operação (FPSO, Barge, etc.). Foi categorizado em alto ou baixo.

### 3.2.3. Opção Tecnológica para Análise

Conforme discutido anteriormente, a planta GTL pode ter produtos diferenciados. A escolha dos produtos, por exemplo, o metanol, o *syncrude*, o diesel, a nafta e a gasolina, será fortemente influenciada pela sua localização e proximidade com o mercado (WORLEY INTERNATIONAL, 2000). Para a realização de uma análise econômica preliminar optou-se por considerar apenas o *syncrude* e excluir outros produtos. Essa escolha foi realizada baseando-se nos seguintes fatores:

- O *syncrude* é o produto final da etapa de síntese de FT. Assim, a sua produção não necessita da última etapa do processo GTL, o hidrotratamento. A eliminação desta etapa é vantajosa porque reduz os custos e as dimensões da planta GTL *offshore*;
- A eliminação da etapa de hidrotratamento também elimina possíveis desafios técnicos para a sua construção e principalmente desafios em sua operação em condições offshore (DE KLERK, 2008);
- O *syncrude* apresenta flexibilidade em sua utilização. Ele apresenta a vantagem de ser um produto como o óleo básico, utilizado para o refino. Caso o objetivo da planta GTL fosse à produção de produtos acabados, estes já teriam mercado definido, enquanto que o *syncrude* pode ser utilizado conforme a necessidade, para a produção de diferentes derivados;
- O *syncrude* pode ser transportado utilizando-se a mesma infra-estrutura já disponível, separado ou misturado ao óleo produzido. A vantagem no transporte ainda pode ser evidenciada pelo fato de que o transporte de produtos básicos, em maior volume, exige menos gastos que o transporte de produtos mais especificados em menor volume.
- E também para se ser conservador, na medida em que outros produtos, que também podem ter valor econômico, foram desconsiderados.

A SMR de microcanais foi a tecnologia que melhor atendeu às condições operacionais para o caso *offshore*. Por exemplo, características como a capacidade de produção modular, o peso e dimensões reduzidos e a baixa sensibilidade aos movimentos influenciaram na escolha.

Apenas um dos fabricantes da tecnologia de SMR microcanais identificados, a empresa inglesa CompactGTL, visa à produção de *syncrude*. Os outros fabricantes dessa



tecnologia, as empresas Heatric e Velocys, têm como objetivo a produção de metanol. Assim, na avaliação econômica será utilizada, a título de exemplificação, a tecnologia SMR de microcanais da empresa CompactGTL.

## **CAPÍTULO 4 - Avaliação Econômica**

Este capítulo tem como objetivo a realização de uma análise econômica preliminar da aplicação da tecnologia GTL de pequena escala, para o aproveitamento do gás associado remoto no Brasil. Foi escolhido, a título de exemplificação, um campo típico na Bacia de Campos. Na análise foram utilizadas as curvas de produção de óleo e gás do Campo Marlim Leste, mas poderiam ter sido utilizadas curvas de qualquer Campo similar desta mesma Bacia. A análise da viabilidade econômica do investimento para a planta GTL será baseada no critério do Valor Presente Líquido (VPL).

Trata-se de uma avaliação preliminar na medida em que abrange uma fronteira tecnológica ainda não consolidada. Conforme discutido no capítulo anterior, quase todas as tecnologias e plantas estão em estágio de desenvolvimento ou piloto. Seus dados econômicos, portanto, não derivam de projetos reais de aplicação em escala. Conforme o próprio DOE (2007) vem destacando em seus estudos de tecnologia energética, existe sempre um “otimismo de bancada”, quando se avaliam tecnologias ainda não aplicadas comercialmente. Tende-se a desconsiderar custos de transação e aprendizado, por exemplo.

Os custos de uma planta GTL são constituídos diferentemente de uma planta de refino de petróleo. Enquanto que, em uma planta GTL, o custo de capital representa grande parte dos custos de produção, em uma refinaria, normalmente, o custo dos insumos domina e o custo de capital é responsável por uma relativamente pequena parte dos custos de produção (BASINI, 2005).

Apesar das diversas alternativas de insumo, os altos custos de uma planta GTL, fazem, na ausência de determinadas circunstâncias, com que a escolha pelo processo GTL esteja vinculada à utilização de insumos de baixo valor, ou até mesmo insumos com valores negativos de mercado. Dessa forma é possível obter resultados econômicos positivos. Por esse motivo o insumo de maior interesse para a utilização no processo GTL é o gás natural com baixo valor de mercado, como exemplo o gás associado, o gás de reservas remotas e o gás de grandes reservas ainda não exploradas economicamente. No curto prazo, o gás associado que não pode ser aproveitado economicamente é a

opção de insumo que apresenta o maior potencial, por causa de limites impostos a sua queima e por causa dos gastos relativos à sua reinjeção (WILHELM *et al.*, 2001).<sup>120</sup>

#### 4.1. A análise econômica

A análise da viabilidade do investimento para a planta GTL será baseada no critério do Valor Presente Líquido (VPL).<sup>121</sup> Segundo este critério, o investimento só deve ser realizado quando o valor dos fluxos de caixa futuros do investimento for maior que o custo de investimento (PINDYCK e RUBINFELD, 2005). A utilidade do critério do VPL é que todo o fluxo de caixa do projeto, incluindo investimentos, receitas e custos, é transformado em um valor monetário que pode ser comparado a outros projetos (ROBERTSON, 1999).

A configuração *offshore* permite que a planta seja remanejada para outro campo produtor de petróleo, quando a produção do campo onde a planta opera está em declínio e não permite que o seu funcionamento seja economicamente viável (RETTENMAIER, 2002). Assim, o período  $n$  considerado na análise do VPL pode ser baseado em sua vida útil, portanto, no número de anos previstos para o funcionamento da planta e não no seu período de operação previsto em um determinado campo. O VPL pode ser representado pela Equação 1:

$$VPL = -C + \frac{\Pi_1}{(1+r)^1} + \frac{\Pi_2}{(1+r)^2} + \frac{\Pi_3}{(1+r)^3} + \dots + \frac{\Pi_n}{(1+r)^n} \quad (\text{Equação 1})$$

onde,

$C$  = custo de capital

$r$  = taxa de desconto

$n$  = vida útil da planta

$\Pi$  = lucro

<sup>120</sup> Apesar de também poderem apresentar custos muito baixos, ou até negativos, outros materiais que poderiam ser utilizados como insumo, como o óleo residual de baixo valor e coque, necessitam de maiores custos de investimento para a sua gaseificação. Isso ocorre por causa de custos associados ao manuseio do material, remoção de fuligem e resfriamento e tratamento do *syngas* (WILHELM *et al.*, 2001). Outros motivos que também dificultam a gaseificação de outros insumos foram discutidos no estudo (SZKLO e SCHAEFFER, 2006).

<sup>121</sup> Existem outros métodos para análise da viabilidade de projetos. Ver ALMEIDA e SAVI (2006).

A equação representa o benefício líquido que será obtido pela empresa como resultado do seu investimento (PINDYCK E RUBINFELD, 2005). Assim, o investimento considerado no estudo terá um resultado viável economicamente apenas quando o resultado da equação for positivo ( $VPL > 0$ ). A análise utilizou as seguintes variáveis:

- Tecnologia disponível e produto final;
- Taxa de desconto;
- Preço do petróleo;
- Diferença entre o preço do *syncrude* e o preço do petróleo;
- Custo do insumo utilizado;
- Custos da planta;
- Eficiência da planta;
- O tempo de operação da planta por ano e sua vida útil.

Ainda foram considerados:

- Fator de custo de capital;
- Uma futura redução de custos, uma vez que ainda não existem outras plantas e existe um custo de aprendizado.

É importante ressaltar que todas as variáveis utilizadas na análise estão sujeitas às incertezas nos seus valores finais. Isso é consequência de uma avaliação preliminar na medida em que abrange uma fronteira tecnológica ainda não consolidada.

#### **4.1.1. Tecnologia Considerada**

Na avaliação econômica foi utilizada, a título de exemplificação, a tecnologia SMR de microcanais da empresa CompactGTL, conforme os motivos explicitados no capítulo anterior para justificar esta escolha.

Até o ano de 2006 a CompactGTL veio desenvolvendo a sua tecnologia em laboratório. Durante o ano de 2007, a empresa trabalhou no projeto de uma planta para a Petrobras com a capacidade de 20 barris/dia de capacidade e no projeto e construção de uma planta de demonstração com capacidade de 0,2 barris/dia, localizada atualmente em Abingdon, no Reino Unido. A empresa terminou recentemente o conceito de uma planta *offshore* com capacidade de 5.000 barris/dia para assegurar a viabilidade comercial da

instalação de uma planta GTL *offshore* em uma unidade FPSO. No entanto, a primeira planta comercial, que poderá operar *onshore* ou *offshore*, terá uma capacidade entre 200 e 1.000 barris/dia e está com a sua instalação programada para o ano de 2011 (BAXTER, 2007; NICHOLLS, 2007).

A empresa acredita que a sua tecnologia será aplicável em campos com reservas até 400 milhões de barris de óleo e 28,4 bilhões de m<sup>3</sup> de gás, produzindo 4,3 milhões de m<sup>3</sup> de gás/dia. Segundo a empresa a melhor situação seria um campo produzindo, aproximadamente, de 283.000 m<sup>3</sup>/dia a 1.416.000 m<sup>3</sup>/dia de gás associado. Este nível de produção permitiria que a planta GTL fosse instalada no próprio FPSO que seria utilizado para desenvolver o campo, sem a necessidade de uma estrutura adicional (NICHOLLS, 2007).

#### **4.1.2. Taxa de Desconto**

A taxa de desconto é utilizada para o cálculo do fluxo de lucros futuros e pode ser definida como a taxa esperada de retorno, obtida em investimentos similares apresentando riscos equivalentes. A empresa poderia optar por outro investimento de capital e obter um fluxo de lucros diferente ou investir em outro título de rendimento. Assim, a taxa “r” pode ser considerada o custo de oportunidade da empresa (PINDYCK E RUBINFELD, 2005).

Note-se aqui, neste sentido, conforme já asseverado na introdução desta dissertação, que não se está realizando uma análise comparativa de investimentos em aproveitamentos de gás (por exemplo, GTL versus GNL). Aqui se realiza a análise da planta GTL *per se*.<sup>122</sup>

A tecnologia GTL, apesar da existência de algumas plantas *onshore* em funcionamento, pode ser considerada pouco estabelecida relativamente a outras tecnologias. Essa característica gera um risco tecnológico, que no caso do GTL *offshore* fica mais evidente do que em outras tecnologias convencionais e tem influência na taxa de desconto do investimento.

---

<sup>122</sup> Nas recomendações de estudos futuros desta dissertação, propõe-se esta análise comparativa, que envolveria também discutir o projeto conceitual de uma planta compacta GNL *offshore*.

Além da incerteza futura, que dificulta a antecipação do valor da taxa de desconto, o risco para o caso do projeto GTL *offshore* é não diversificável. O risco não diversificável é aquele que não pode ser eliminado com o investimento em diferentes projetos ou nas ações de diferentes empresas e surge por causa da relação do lucro do projeto com a variação do preço do petróleo (PINDYCK E RUBINFELD, 2005).

A taxa de desconto comumente utilizada para projetos na área de petróleo é igual a 15%,<sup>123</sup> mas foram encontrados estudos sobre a tecnologia GTL *offshore*, que divergem consideravelmente em relação a esse valor.<sup>124</sup> Nesta análise econômica considerou-se uma taxa de desconto de 15%.<sup>125</sup>

#### 4.1.3. Preços do Petróleo

Os preços dos produtos da planta GTL estão diretamente relacionados com o preço do petróleo. Os produtos sintéticos,<sup>126</sup> que são a principal fonte de receita da planta GTL, são similares aos produtos de uma refinaria convencional, mas são superiores do ponto de vista ambiental (HILL, 1998). O *syncrude* também possui um prêmio em relação ao petróleo.

Existem diversas previsões de preços de petróleo disponíveis (PERTUSIER, 2007), mas optou-se pela projeção do Departamento de Energia Norte Americano (EIA, 2007b),<sup>127</sup> porque esta se trata de uma projeção com certa visibilidade dentro do mercado de energia, em especial para os desenvolvedores de novas tecnologias.

---

<sup>123</sup> Valor assumido com base no estudo SZKLO *et al.* (2007).

<sup>124</sup> Por exemplo, em Syntroleum (2006) considerou-se uma taxa igual a 30% enquanto que em ROBERTSON (1999) considerou-se uma taxa de 10%.

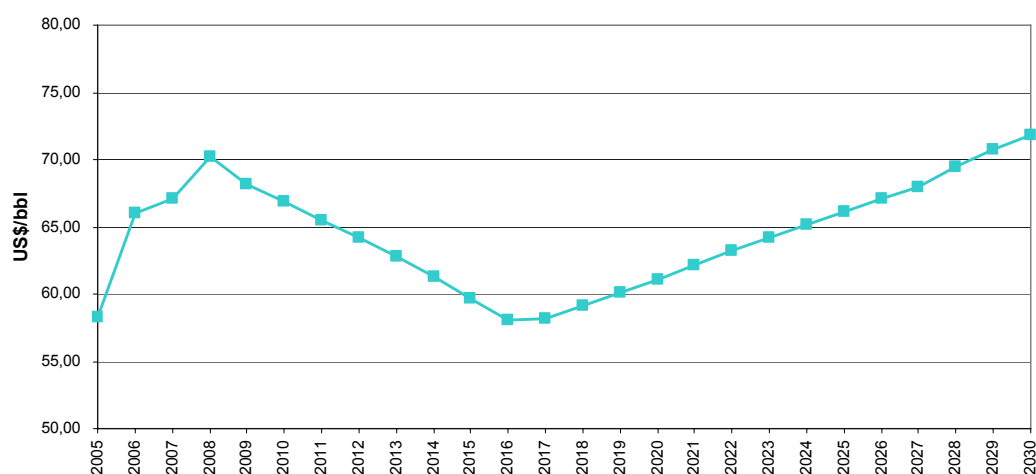
<sup>125</sup> É importante ressaltar que essa taxa faz sentido na ótica da empresa, mas poderia ser realizada uma análise de sensibilidade considerando uma taxa de desconto social (que poderia ser, por exemplo, de 7,5 %) devido ao fato de que o recurso “desperdiçado” é de propriedade da união. Poder-se-ia abater do Imposto de Renda a título de política pública.

<sup>126</sup> As plantas GTL em funcionamento produzem basicamente diesel sintético e especialidades, entre eles lubrificantes, ceras especiais, solventes, fluidos para perfuração de petróleo, produtos para usos alimentares, etc. Apesar de ser um mercado pequeno quando comparado ao mercado de diesel, o mercado das especialidades agrega muito mais valor ao gás natural, assim é possível obter margens muito superiores às do diesel. O gás natural é comprado geralmente por um valor menor que US\$ 1,00 o MMBtu, enquanto que a graxa pode ser vendida a um preço de US\$ 11,00 a US\$ 16 por MMBtu ou pelo valor de US\$ 440,00 a US\$ 660,00 por tonelada (ALMEIDA *et al.*, 2004).

<sup>127</sup> Mais especificamente, foram utilizados os dados do relatório DOE/EIA-0383(2008), publicado em dezembro de 2007. É importante ressaltar que apenas os dados referentes ao “Cenário Referência”, considerado pelo EIA, foram utilizados no estudo.

As previsões disponíveis para os preços do Brent, para o médio e longo prazos, indicam uma alta volatilidade nos preços do petróleo (PETROBRAS, 2007f). De fato, existe muita incerteza quanto à evolução futura dos preços internacionais de petróleo, indo de US\$ 30,00 até valores acima de US\$ 150,00 por barril, para o ano de 2020 (PERTUSIER, 2007).

A Figura 35 ilustra a previsão do DOE para o comportamento dos preços do petróleo marcador West Texas Intermediate (WTI) até o ano de 2030.



**Figura 35 – Projeção do preço do petróleo WTI**  
Fonte: EIA, 2007b.

Com o intuito de se fazer uma análise de sensibilidade também será utilizado um cenário com preço fixo. Neste caso, o preço foi fixado em US\$ 60,00, que é aproximadamente o menor valor considerado na projeção do DOE – ou seja, o pior valor para obtenção da rentabilidade no projeto GTL (robustez do projeto).

É importante ressaltar que a escolha do *syncrude* como produto final, utilizando a mesma infra-estrutura existente para o óleo produzido na plataforma, permite uma simplificação no estudo. Dessa forma não é necessário realizar o cálculo do preço no poço ou *wellhead price*<sup>128</sup> para que este seja comparado e utilizado para o cálculo do prêmio do *syncrude*. Assim, a planta GTL *offshore* poderia ser comparada a um recurso

<sup>128</sup> O *wellhead price* é igual ao preço mundial do petróleo depois de descontado o preço *net back*. O preço *net back* considera todos os custos envolvidos antes de o óleo ser colocado no mercado. Envolve, por exemplo, o custo de transporte, tarifas, e ajuste de qualidade (THOMAS *et al.*, 1996).

ou método de recuperação avançado, porque à produção de *syncrude* da planta GTL seria adicionada à produção de óleo da plataforma.

#### 4.1.4. Diferença entre o preço do *syncrude* e o preço do petróleo

A estimativa de evolução do valor do desconto ou prêmio de petróleos em relação ao preço de petróleos marcadores foi discutida por diversos autores.<sup>129</sup> Neste estudo, optou-se pela metodologia utilizada em ESMAP (2005), que aplica uma análise de série temporal para 56 petróleos, incluindo o Marlim, no período de janeiro de 2004 e abril de 2005.

Esta metodologia utiliza o petróleo Brent como referência, contra o qual os outros petróleos serão comparados para a obtenção do impacto dos diferenciais de qualidade entre estes petróleos e o Brent. A comparação é realizada por meio de três coeficientes: o grau API, o índice de enxofre e o índice de acidez, que é medido pelo *Total Acid Number* (TAN). O resultado das comparações indica que cada grau API extra do petróleo, que está sendo comparado ao Brent, aumenta o preço relativo deste petróleo em US\$ 0,007 por dólar do preço do Brent, cada aumento de 1% no percentual de enxofre diminui o preço do petróleo em US\$ 0,056 por dólar do Brent e cada aumento no índice TAN reduz o preço em US\$ 0,051 por dólar de Brent. A metodologia também supõe que durante o período de tempo considerado a qualidade dos coeficientes considerados não muda (ESMAP, 2005).

A diferença, que pode ser um prêmio ou um desconto, do preço do petróleo a ser comparado em relação ao Brent, pode ser representada pela Equação 2.

$$\boxed{\begin{aligned} \text{Diferença}(\%) = & US\$0,007 \times (API_{\text{Petróleo}} - API_{\text{Brent}}) + \\ & US\$0,056 \times (\%S_{\text{Brent}} - \%S_{\text{Petróleo}}) + US\$0,051 \times (TAN_{\text{Brent}} - TAN_{\text{Petróleo}}) \end{aligned}} \quad (\text{Equação 2})$$

Neste estudo foi utilizado o petróleo WTI como base de comparação. Como a metodologia da ESMAP supõe que durante o período de tempo considerado a qualidade dos coeficientes do Brent não muda, este petróleo pode ser considerado uma referência fixa. Assim, verificou-se que os cálculos das diferenças de preço entre o petróleo Marlim em relação ao WTI e entre o *syncrude* em relação ao WTI podem ser calculados

<sup>129</sup> Por exemplo, SZKLO *et al*, (2006), ULLER (2007) e ESMAP (2005).



diretamente, em apenas uma etapa. Não há a necessidade do cálculo da diferença entre o Marlim e o *syncrude* em relação ao Brent, para somente depois a diferença de preço do Brent em relação ao WTI ser somada para encontrar a diferença entre o Marlim e o WTI ou a diferença entre o *syncrude* e o WTI. O desconto do Marlim<sup>130</sup> em relação ao WTI<sup>131</sup> foi calculado (Tabela 14) pela Equação 3:

$$\begin{aligned} \text{Diferença}(\%) = & US\$0,007 \times (19,6 - 40) + \\ & US\$0,056 \times (0,3 - 0,67) + US\$0,051 \times (0 - 1,26) = -22,78 \end{aligned} \quad (\text{Equação 3})$$

**Tabela 14 – Cálculo do desconto do petróleo Marlim em relação ao petróleo WTI**

	WTI	Marlim	diferença	ajuste (US\$)
API	40	19,6	-20,4	0,007
S	0,3	0,67	-0,37	0,056
TAN	0	1,26	-1,26	0,051

**Índice preço Marlim/preço WTI** 0,77  
**Desconto (%)** -22,78

Fonte: Elaboração própria.

O prêmio do *syncrude* em relação ao WTI foi calculado pela Equação 4. Devido à incerteza sobre o grau API do *syncrude* que será produzido, optou-se por igualar o seu grau API ao WTI. Assim, o *syncrude* terá grau API 40 e a única vantagem em relação ao WTI seria a ausência de enxofre.

$$\begin{aligned} \text{Prêmio}(\%) = & US\$0,007 \times (40 - 40) + \\ & US\$0,056 \times (0,3 - 0) + US\$0,051 \times (0 - 0) = 1,68 \end{aligned} \quad (\text{Equação 4})$$

**Tabela 15 – Cálculo do desconto do *syncrude* em relação ao petróleo WTI**

	WTI	<i>syncrude</i>	diferença	ajuste (US\$)
API	40	40	10	0,007
S	0,3	0	0,3	0,056
TAN	0	0	0	0,051

**Índice preço *syncrude*/preço WTI** 1,02  
**Prêmio (%)** 1,68

Fonte: Elaboração própria.

<sup>130</sup> A Portaria ANP nº 206/2000, estabelece os critérios para fixação do Preço Mínimo do Petróleo e consequentemente definiu as características das composições das correntes de petróleo, dentre elas a corrente Marlim, necessárias para o cálculo. As características das correntes são atualizadas anualmente. (ANP, 2007b) Serão utilizados os valores de API e índice de enxofre para o petróleo Marlim, atualizados pela ANP (2007b). O valor do TAN para o petróleo Marlim foi obtido em SZKLO (2005).

<sup>131</sup> Coeficientes obtidos em SZKLO (2005).

Novamente, dadas as incertezas nas projeções dos preços dos marcadores, o valor do desconto também embute grande incerteza, que será aferida nesta dissertação através de análise de sensibilidade.

#### 4.1.5. Custo do Insumo

As plantas GTL necessitam de condições especiais para operarem, uma delas é a utilização de um insumo de baixo custo. Essa condição é consequência da parcela que o custo do gás natural representa no valor total do custo de O&M. (KOROBITSYN *et al.*, 2000).

Quando a planta está localizada em áreas remotas o custo do gás acaba sendo muito baixo, porque não há mercado para a sua utilização. No caso de uma planta GTL operando em ambiente *offshore*, quando não há viabilidade econômica para o aproveitamento do gás, o seu custo pode ser nulo ou até mesmo negativo. (WORLEY INTERNATIONAL, 2000)

O custo pode ser negativo em parte por causa dos custos relacionados à operação e manutenção do *flare* e principalmente devidos aos custos de reinjeção para a parcela do gás que é reinjetada com o objetivo único de que se evite a sua queima. Ainda deve ser considerado o pagamento de *royalties*<sup>132</sup> do gás que é queimado. Nesta análise o custo do gás natural foi considerado nulo, porque foram desconsiderados os custos de reinjeção, de queima e o pagamento dos *royalties*. De certo modo, se o gás for extraído e queimado, ele terá um custo negativo para o projeto GTL, devido ao pagamento de *royalties*. Contudo, se o gás for remoto e não for extraído, não há nem monetização das reservas nem, conseqüentemente, pagamento de *royalties*.

---

<sup>132</sup> O *royalty* é o valor cobrado e é calculado pela multiplicação da taxa de *royalties* pelo valor de mercado da produção do insumo, no caso o gás natural. (THOMAS *et al.*, 1996) O cálculo do *royalty* é realizado por campo produtor e é obtido multiplicando-se a alíquota pelo valor da produção. O valor da produção total do campo por sua vez é calculado pela soma do valor da produção de petróleo e gás. O valor do petróleo é igual ao volume de petróleo produzido multiplicado pelo preço do petróleo e o valor do gás é obtido pelo volume produzido de gás multiplicado pelo preço do gás. (SIMÃO e MEDINA, 2006). Este assunto não será tratado neste trabalho, mas vale lembrar que deve ser levada em consideração a obrigatoriedade de pagamento de *royalties* para o gás que é queimado, portanto sem o aproveitamento econômico do insumo. Para um aprofundamento sobre os regimes fiscais petrolíferos e as participações governamentais no Brasil consultar PACHECO (2007).

#### 4.1.6. Custos da Planta

A planta GTL *offshore* pode ser integrada com as instalações de produção de óleo e gás dividindo parcialmente as instalações e operadores para reduzir seus custos em comparação a plantas e instalações independentes (WORLEY INTERNATIONAL, 2000). Apesar de ser vantajosa do ponto de vista da redução dos custos envolvidos, essa possibilidade de integração pode tornar a planta mais dependente dos equipamentos das instalações de gás e óleo.

Neste estudo os custos de capital e de O&M considerados são referentes apenas à planta GTL. Considerou-se, portanto, que os custos da unidade FPSO já foram, ou terão que ser realizados, para a exploração do campo.<sup>133</sup>

### Custo de Capital

A avaliação do custo de capital envolve um elevado grau de incerteza. Existem poucas plantas em funcionamento, mas nenhuma delas é localizada *offshore*, tampouco utilizam a mesma tecnologia considerada na análise econômica.

Neste caso, o custo de capital poderia ser estimado com base na utilização de um fator de correção aplicado aos custos reais ou a estimativas de custos para plantas *onshore*. O Fator de Localização ou Fator de Custo de Capital<sup>134</sup> deveria ser aplicado a plantas *onshore* existentes, com a mesma tecnologia.

O Fator de Localização considera diversos fatores como a infra-estrutura do local onde a planta será instalada, o custo do transporte e o custo e a eficiência tanto dos

---

<sup>133</sup> A disponibilidade de espaço no *deck* de uma unidade FPSO operando na área estudada, em tese, permitiria a instalação da planta GTL com a tecnologia da empresa CompactGTL. Na prática, a maior dificuldade é a interrupção da produção da unidade FPSO para a instalação da planta. As unidades FPSO trabalham com uma margem operacional muito pequena, por causa de seus altos investimentos e custos fixos (SOMAGLINO, 2007).

<sup>134</sup> O fator de custo de capital corrige, neste caso, o valor dos investimentos *offshore* em relação ao ambiente *onshore*. Por exemplo, o fator de custo de capital utilizado pela empresa Statoil para o seu projeto de “marinização” da planta GTL considera um aumento de custo de 30%, ou seja, um fator de custo de 1,3 em relação ao custo base da planta *onshore* (OLSVIK, 2005). No estudo realizado pelo Idaho National Engineering and Environmental Laboratory utilizou-se um fator de custo de capital igual a 1,5 para a instalação de uma planta GTL no Alaska. Neste último caso, o valor base era de US\$ 24.000,00/barril para uma planta genérica *onshore* e US\$ 36.000,00/barril, após a aplicação do fator de custo de capital (ROBERTSON, 1999).

trabalhadores quanto do pessoal administrativo. Quando o Fator de Custo de Capital é aplicado a plantas que já dispõe de uma infra-estrutura favorável, não é necessária a correção, portanto o fator recebe o valor igual a 1,0. No caso planta GTL *offshore*, apesar de ser instalada em uma unidade já em funcionamento, que oferecerá a infra-estrutura de operação e transporte necessária, outras condições, como a sua dificuldade de acesso, custos extras, eficiência dos trabalhadores, custo com segurança, aumentam os custos da planta.<sup>135</sup>

Apesar de a tecnologia escolhida estar em fase de desenvolvimento, o fabricante possui uma estimativa, ainda que muito inicial, do custo de capital. Neste caso, optou-se pela utilização desta estimativa que é de U\$35.000,00/barril de capacidade (RICHES, 2007).

É importante ressaltar que esse custo pode não ser representativo para o longo prazo porque diversos fatores contribuem para a redução dos custos das novas tecnologias. Por exemplo, o alto custo para a primeira planta tem como uma de suas razões o custo de aprendizado<sup>136</sup> da tecnologia.

## **Custos Operacionais Totais**

A estimativa dos custos operacionais totais, que consideram o custo de aquisição do insumo e os custos com a operação e manutenção (O&M), também está sujeita a grande incerteza. A estimativa do custo de O&M não foi divulgada pelo fabricante e os valores disponíveis na literatura, além de não referenciarem o caso específico da aplicação *offshore*, variam muito e foram realizadas há alguns anos. A Tabela 16 resume as estimativas encontradas.

---

<sup>135</sup> Os fatores que diferenciam a operação *offshore* e encarecem o custo da planta foram descritos no capítulo 3.

<sup>136</sup> Depois do esforço de desenvolvimento da primeira aplicação comercial de uma tecnologia, os produtos dessa planta não podem ser representativos para o longo prazo. Diversos fatores contribuem para que haja um decréscimo dos custos das novas plantas e seus produtos. Alguns desses fatores são (ROBERTSON, 1999): aprendizado dos operadores e projetistas, desenvolvimentos técnicos, economias de escala e diminuição dos custos da matéria-prima.

**Tabela 16 – Estimativas do custo de O&M para projetos GTL**

<b>Estimativa (US\$/b)</b>	<b>Ano</b>	<b>Capacidade (bpd)</b>	<b>Processo</b>	<b>Produto</b>	<b>Inclui custo GN</b>	<b>Onshore /Offshore</b>	<b>Referência</b>
3,00 a 4,00	2005	100.000	ATR	----	Sim	Onshore	PATEL, 2005
5,00	2001	10.000	ATR	----	Não	Onshore	GCA, 2001 apud CEPEL, 2002
5,00	2003	----	----	----	Sim	Onshore	WORLD LNG/GTL, 2003 APUD ALMEIDA ET AL., 2004
5,00	2001	----	----	gasolina/ diesel	não	Onshore	VOSLOO, 2001
5,00	2001	----	----	----	Sim	Onshore	ICGTI, 2001 apud ALMEIDA <i>et al.</i> , 2004
5,70	1999	17.000	BP SMR compacto	<i>syncrude</i>	Não	Onshore/ Alaska	ROBERTSON, 1999
6,00	1996	> 58.000	----	gasolina/ diesel	Não	Onshore/ Alaska	THOMAS <i>et al.</i> 1996
7,60	1995	58.000	----	gasolina/ diesel	Não	Onshore	DOE, 1995 apud THOMAS <i>et al.</i> 1996

Fonte: Elaboração própria.

Nenhuma das estimativas da tabela expressa um custo para as características da tecnologia escolhida e das condições de operação do estudo. Além do fato de as estimativas serem relativamente antigas, elas envolvem tecnologias, produtos e capacidades diferentes da condição estudada. Neste caso, o valor de US\$ 5,00/barril (US\$ 31,45 /m<sup>3</sup> de syncrude) foi escolhido.

#### **4.1.7. Eficiência da Planta**

A eficiência da planta é um fator importante porque é ela que irá definir a parcela do gás utilizado que será transformado em *syncrude*. O valor da eficiência da planta considerada na análise foi calculado em aproximadamente 283 m<sup>3</sup> de gás natural por

barril de *syncrude* produzido, por meio das estimativas do fabricante sobre a produção do gás do campo onde a planta GTL será instalada e a produção de *syncrude* por dia.<sup>137</sup>

A empresa estima que em campos de óleo com produção entre 283.165 e 1.415.842 m<sup>3</sup>/dia a planta irá gerar, respectivamente, 159 e 795 m<sup>3</sup> de *syncrude* por dia. Esta relação leva a uma eficiência de aproximadamente 283 m<sup>3</sup> de gás natural por barril de *syncrude* produzido (RICHERS, 2007).

#### 4.1.8. Tempo de Operação e Vida Útil da Planta

O número de dias em operação foi baseado na operação das plantas GTL *onshore*, que necessitam de um período para a substituição do catalisador e para realização de manutenções maiores. Assim, considerou-se um o período de 340 dias de operação por ano (SYNTROLEUM, 2006; ALMEIDA *et al.*, 2004).

A vida útil da planta *offshore* foi estimada em 25 anos (SYNTROLEUM, 2006 e ALMEIDA *et al.*, 2004).<sup>138</sup> Nesta análise econômica considerou-se que a planta opera durante toda a sua vida útil apenas num campo do tipo do Campo Marlim Leste, que tem disponível uma estimativa de produção de petróleo e gás até o ano de 2025. Considerando-se que o fabricante terá disponível uma planta comercial no ano de 2011,<sup>139</sup> a planta permaneceria em funcionamento até o ano de 2036.

A decisão por considerar a operação em apenas um campo foi tomada porque a opção de remanejamento necessita de mais informações sobre próximo campo disponível e mais adequado, além da estimativa de sua produção de óleo e gás. Também deve ser considerada a incerteza da fase da vida do campo quando a planta estará disponível para ser remanejada. Na falta dessas informações considerou-se que a planta continuaria a operar no mesmo campo por mais 10 anos. Neste caso, a produção de um campo semelhante ao Campo Marlim Leste foi considerada constante do ano de 2026 a 2035, com valores iguais a produção do ano 2025, que é o último ano com estimava de

---

<sup>137</sup> No artigo de ALMEIDA *et al.* (2004) utilizou-se um valor entre 260 e 280 m<sup>3</sup>/barril para a eficiência do processo.

<sup>138</sup> No estudo THOMAS (1996) utilizou-se uma vida útil de 32 anos para a planta GTL *onshore*.

<sup>139</sup> Esta é a estimativa fornecida pelo próprio fabricante da tecnologia (BAXTER, 2007). Caso a construção da planta seja iniciada em 2011, ainda deveria ser considerado o tempo necessário para a sua construção. O tempo estimado para a construção de uma planta pode variar de acordo com a sua capacidade (RETTENMAIER, 2002). Estimativa de 38 a 48 meses para (RETTENMAIER, 2002) e ALMEIDA *et al.* (2004).

produção disponível. Ainda deve ser considerada certa inflexibilidade da tecnologia causada pelos custos de remanejamento. Para a instalação da planta em unidades FPSO existe um custo associado à interrupção da produção da plataforma, porque as unidades FPSO trabalham com margens muito pequenas (SOMAGLINO, 2007).

#### **4.2. Resultados da Análise**

Na análise econômica foram consideradas 3 hipóteses com dois comportamentos diferentes para o preço do petróleo para cada uma delas. O primeiro comportamento de acordo com a projeção do DOE (EIA, 2007b) e o segundo um cenário com preço fixo de US 60,00 que é aproximadamente o valor mínimo previsto nesta projeção.

1. A hipótese 1 considera a utilização de uma planta com capacidade de 159 m<sup>3</sup> (1.000 barris/dia) de *syncrude* por dia. Nesta hipótese a planta seria instalada em um campo similar ao Campo Marlim Leste. O objetivo dessa hipótese é testar a planta em funcionamento fazendo com que ela opere no máximo de sua capacidade. O Campo Marlim, escolhido a título de exemplificação, possui um gasoduto com a plataforma P-26 para a exportação do seu gás associado. Assim, considerou-se que a planta GTL utilizará a sua capacidade máxima e o restante do gás, que excede a capacidade da planta GTL, será exportado pelo gasoduto.
2. A hipótese 2 considera a utilização de uma planta com capacidade de 795 m<sup>3</sup> (5.000 barris/dia) de *syncrude* por dia. Nesta hipótese o objetivo da planta será utilizar todo o gás associado e eliminar a necessidade de utilização de um gasoduto para a exportação. Novamente, o Campo Marlim Leste será utilizado a título de exemplificação. Neste caso, foi desconsiderada a sua ligação, por meio de gasoduto, com a plataforma P-26 para a exportação do seu gás associado. Nesta hipótese o transporte do *syncrude* é realizado misturado ao petróleo.
3. A hipótese 3 considera a utilização da mesma planta da hipótese 2, com capacidade de 795 m<sup>3</sup> (5.000 barris/dia) de *syncrude* por dia, e as mesmas condições. Porém, nesta hipótese o *syncrude* será transportado sem ser misturado ao petróleo. O objetivo é analisar se há um ganho ocasionado pelo prêmio do *syncrude* em relação ao petróleo Marlim.

Os resultados obtidos para o VPL de cada uma das hipóteses estão resumidos na Tabela

17. Note que cada uma das hipóteses foi testada com a projeção de preços do DOE

(EIA, 2007b)<sup>140</sup> e com um cenário de preço fixo. Também foi calculado o preço de robustez para cada uma das 3 hipóteses. O preço de robustez é uma referência de preço utilizado pelas empresas de petróleo na análise de viabilidade de cada um de seus projetos isoladamente. É o preço mínimo que garantirá um VPL líquido positivo para o projeto analisado. Este valor, que também é chamado de Brent de robustez quando o petróleo de referência utilizado é o Brent (PETROBRAS, 2007j).

**Tabela 17 - Valores do Valor Presente Líquido para as 3 Hipóteses**

Hipóteses	Condições de Operação	VPL (US\$)	Preço WTI mínimo para VPL>0 (US\$)
1	Capacidade: 1000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: Projeção DOE (2007)	<b>75.876.800,50</b>	
	Transporte: <i>syncrude</i> separado do petróleo		<b>21,40</b>
2	Capacidade: 1000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: preço fixo US\$ 60,00	<b>71.139.351,46</b>	
	Transporte: <i>syncrude</i> separado do petróleo		
3	Capacidade: 5000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: Projeção DOE (2007)	<b>86.639.481,48</b>	
	Transporte: <i>syncrude</i> misturado ao petróleo		<b>42,00</b>
3	Capacidade: 5000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: preço fixo US\$ 60,00	<b>74.045.780,07</b>	
	Transporte: <i>syncrude</i> misturado ao petróleo		
3	Capacidade: 5000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: Projeção DOE (2007)	<b>90.997.045,68</b>	
	Transporte: <i>syncrude</i> separado do petróleo		<b>41,30</b>
3	Capacidade: 5000 barris/dia		
	Preço do Petróleo: preço fixo US\$ 60,00	<b>78.191.770,08</b>	
3	Transporte: <i>syncrude</i> separado do petróleo		

Fonte: Elaboração própria.

A título de exemplificação, a análise considerou o início de funcionamento da planta, nas 3 hipóteses, em 2011. O fabricante anunciou que terá até este ano uma planta de 1.000 barris para ser instalada em ambiente *onshore* ou *offshore*, no entanto a planta com capacidade de 5.000 barris por dia foi considerada apenas em projeto.

O objetivo da análise foi verificar a viabilidade do aproveitamento do gás associado de um campo real, similar ao Campo Marlim Leste, comparar o resultado que pode ser obtido com o aproveitamento máximo da capacidade das plantas e verificar se o prêmio do *syncrude* influencia significativamente o valor do VPL.

As 3 hipóteses apresentaram resultados positivos e relativamente próximos para o VPL (Tabela 17), o que significa que mesmo com as suas restrições comentadas

<sup>140</sup> Vale ressaltar que apenas os dados do “Cenário de Referência” do DOE foram utilizados.



anteriormente, todas elas mostraram que o projeto seria viável com os valores utilizados e nas condições para as variáveis envolvidas.. A grande diferença observada foi o preço de robustez. A hipótese 1 obteve o valor de US\$ 21,40 para o seu preço de robustez, enquanto que as hipóteses 2 e 3 apresentaram US\$ 42,00 e US\$ 41,30 respectivamente.

Apesar do resultado, mesmo que preliminar, mostrar viabilidade econômica, muitas empresas trabalham com cenário de preço de robustez de petróleo com valores abaixo de US\$ 40,00 (PERTUSIER, 2007). Este valor é fundamental para a análise de viabilidade do projeto, porque um projeto que não tenha viabilidade nestas condições pode ser mal visto ou descartado pela empresa.

A Petrobras utiliza como premissa macroeconômica para suas análises um Brent de robustez de US\$ 23,00/barril até 2011 (Petrobras, 2007j). Ela também utiliza em sua análise de valor mínimo, um valor de preço baseado nos preços de crescimento marginal de expansão da indústria de petróleo, que está hoje no valor de US\$35,00 para o preço do Brent. Utilizando-se a mesma metodologia de cálculo utilizada no cálculo do desconto do Marlim e no prêmio do *syncrude* em relação ao WTI, este valor será igual ao preço de US\$ 35,71 para o petróleo WTI. (PETROBRAS, 2007k)

Deste modo, apesar do projeto ser viável tanto para o cenário de preço fixo, quanto para a projeção de preços do DOE, ele só será viável para o preço mínimo constante de US\$ 42,00/barril e US\$ 41,30/barril para as hipóteses 3 e 2, respectivamente. Este valor é maior que o valor de US\$35,71/barril utilizado pela Petrobras, o que pode representar um fator negativo para a sua aceitação, uma vez que o investimento para planta GTL não seria viável nas condições do cenário utilizado pela Petrobras.

A hipótese 1 não teria sentido para uma plataforma que já possui a infra-estrutura para a exportação do gás associado, mas foi considerada para verificar o comportamento da planta operando com parcelas maiores da sua capacidade máxima. Quando a hipótese 1 com preço fixo é comparada com a hipótese 3 com preço fixo observa-se que os resultados para os VPL's são relativamente próximos. Isso ocorre mesmo com a diferença entre as capacidades das plantas. Outro resultado importante é que a manutenção da utilização da capacidade por um período maior durante a sua vida útil pode levar a um preço de robustez mais baixo, igual a US\$ 21,40.

É importante ressaltar que a tecnologia que vem sendo desenvolvida pela CompactGTL tem como uma de suas vantagens o funcionamento em módulos. Assim, à medida que a produção do campo declina, os seus módulos são retirados de operação, diminuindo a capacidade da planta. Apesar dessa característica, que resulta em uma redução nos custos de O&M, o custo de capital é significativo e uma vez realizado não pode ser reduzido. Neste caso a planta sempre será dimensionada em sua capacidade máxima para depois operar com uma capacidade menor.

As hipóteses 2 e 3 procuram aproximar as condições de operação às condições mais adequadas definidas pelo fabricante. Segundo a CompactGTL, para viabilizar uma planta com capacidade de 5.000 barris por dia de *syncrude*<sup>141</sup> seria necessário um campo com uma produção de 1.415.850 m<sup>3</sup>/dia de gás associado.

A produção estimada de gás natural associado para um campo similar ao campo de Marlim Leste para o ano de 2010 é de 1.600.000 m<sup>3</sup>/dia. Para o ano de 2011 a produção cai para 1.200.000 m<sup>3</sup>/dia. Neste caso, foi conveniente considerar o início de operação da planta de 5.000 barris/dia de *syncrude* no em 2011. Ainda não há uma previsão para a construção de uma planta com capacidade de 5.000 barris/dia, mas ela necessitará de condições semelhantes a essa, segundo o fabricante.

A hipótese 2 considera o transporte do *syncrude* misturado ao petróleo. Assim, a vantagem que o *syncrude* apresenta para a etapa de *upgrading* é perdida, porque, misturado ao petróleo, ele representa apenas uma pequena parcela, que varia de 3,5 a 4%, da produção de óleo da plataforma.<sup>142</sup> Esse percentual não é suficiente para gerar um aumento significativo no grau API de toda a carga do petróleo produzido.

A hipótese 3 foi considerada para verificar se há alguma vantagem considerável para o transporte do *syncrude* separadamente da carga de petróleo. No entanto, esta hipótese não considerou os custos extras de transporte para o *syncrude*. É importante ressaltar que o transporte do *syncrude* juntamente com o petróleo produzido é uma das grandes vantagens apresentadas configuração da planta GTL escolhida pela empresa CompactGTL. Outros fabricantes consideram a produção de produtos acabados. Esta

---

<sup>141</sup> O intervalo considerado ideal é entre 283.170 m<sup>3</sup>/dia e 1.415.842 m<sup>3</sup>/dia de produção de gás natural, para plantas de 1.000 e 5.000 barris/dia de *syncrude*, respectivamente (NICHOLLS, 2007).

<sup>142</sup> Segundo o fabricante a planta pode aumentar em até 10% o volume total de produção (óleo + *syncrude*) da plataforma (RICHERS, 2007).

configuração, além de aumentar o tamanho e a complexidade por adicionar mais uma etapa a planta, ainda necessita de um transporte diferenciado para os diferentes produtos.<sup>143</sup> As hipóteses 2 e 3 apresentaram resultados semelhantes. Para uma avaliação mais precisa os custos diferenciados de transporte deverão ser incluídos em análises futuras.

### 4.3. *Análise de Sensibilidade*

A análise de sensibilidade busca verificar o grau de variação nos resultados da planta, resultante de variações impostas a algumas variáveis da análise econômica. É uma ferramenta muito conveniente, especialmente neste caso, onde a maioria das variáveis são suposições e estão sujeitas a grande incerteza. Assim, o conhecimento das variações causadas pelas variáveis consideradas no projeto permite que medidas sejam tomadas para que custos críticos sejam reduzidos (THOMAS *et al.*, 1996).

A hipótese 2 foi escolhida para a análise de sensibilidade porque é a que melhor representa a proposta do fabricante para o aproveitamento do volume total de gás associado.

A análise verificou como seria afetado o VPL do projeto se houvesse uma variação do custo de capital, custo de O&M, preço do petróleo e taxa de desconto. Os valores base utilizados para as variáveis do gráfico estão resumidos na Tabela 18.

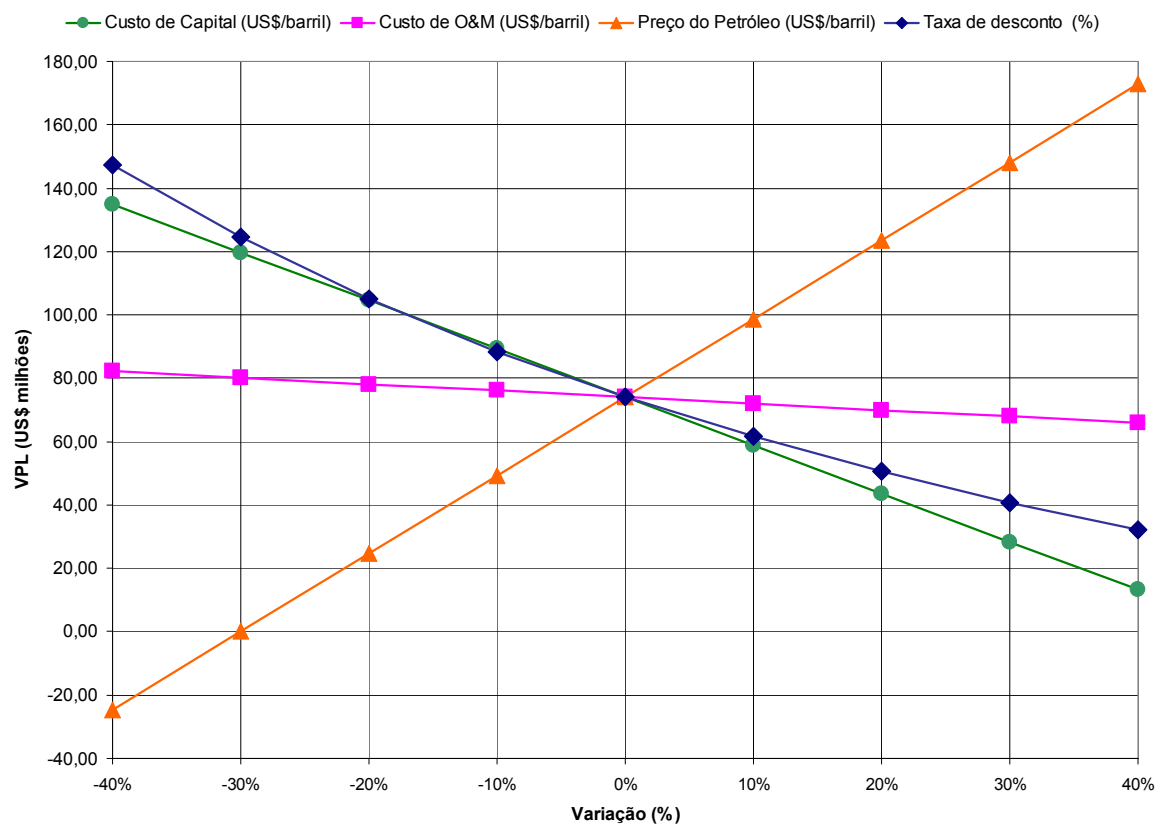
**Tabela 18 – Valores utilizados no cálculo do VPL para a Hipótese 4**

<b>Variáveis</b>	<b>Valor base</b>
Custo de capital (US\$)	175.000.000,00
Custo de O&M (US\$)	5
Preço do petróleo (US\$)	60
Taxa desconto (%)	15

Fonte: Elaboração própria.

A Figura 36 e a Tabela 19 resumem os resultados obtidos para uma variação de - 40% a 40% aplicada ao valor base de cada variável. A variação é aplicada a uma variável de cada vez, mantendo-se o valor das outras três variáveis constantes.

<sup>143</sup> Os navios de transporte de combustível podem ser divididos em dois tipos: os navios de *produtos claros* e os navios de *produtos escuros*. O petroleiro de produtos escuros transporta basicamente óleo cru. O seu porte é mais elevado em relação ao de produtos claros porque a demanda por transporte de produtos claros é bem menor do que a dos produtos escuros, que raramente transporta outro tipo de carga facilitando a operação (DANTAS, 2007).



**Figura 36 – Análise de sensibilidade para a Hipótese 2**  
 Fonte: Elaboração própria.

**Tabela 19 - Resultados da análise de sensibilidade para a Hipótese 2**

Variação (%)	(0,40)	(0,30)	(0,20)	(0,10)	0,00	0,10	0,20	0,30	0,40
Custo de Capital (US\$/barril)	21.000,00	24.500,00	28.000,00	31.500,00	<b>35.000,00</b>	38.500,00	42.000,00	45.500,00	49.000,00
Custo de Capital Total (US\$)	105.000.000,00	122.500.000,00	140.000.000,00	157.500.000,00	<b>175.000.000,00</b>	192.500.000,00	210.000.000,00	227.500.000,00	245.000.000,00
VPL	<b>134.915.345,29</b>	<b>119.697.953,98</b>	<b>104.480.562,68</b>	<b>89.263.171,37</b>	<b>74.045.780,07</b>	<b>58.828.388,76</b>	<b>43.610.997,46</b>	<b>28.393.606,16</b>	<b>13.176.214,85</b>
Custo de O&M (US\$/barril)	3,00	3,50	4,00	4,50	<b>5,00</b>	5,50	6,00	6,50	7,00
VPL	<b>82.271.950,73</b>	<b>80.215.408,06</b>	<b>78.158.865,40</b>	<b>76.102.322,73</b>	<b>74.045.780,07</b>	<b>71.989.237,40</b>	<b>69.932.694,74</b>	<b>67.876.152,08</b>	<b>65.819.609,41</b>
Preço do Petróleo (US\$/barril)	36,00	42,00	48,00	54,00	<b>60,00</b>	66,00	72,00	78,00	84,00
VPL	<b>(24.668.267,83)</b>	<b>10.244,14</b>	<b>24.688.756,12</b>	<b>49.367.268,09</b>	<b>74.045.780,07</b>	<b>98.724.292,05</b>	<b>123.402.804,02</b>	<b>148.081.316,00</b>	<b>172.759.827,97</b>
Taxa de desconto (%)	0,09	0,11	0,12	0,14	<b>0,15</b>	0,17	0,18	0,20	0,21
VPL	<b>147.290.943,41</b>	<b>124.471.335,30</b>	<b>105.073.849,98</b>	<b>88.435.339,30</b>	<b>74.045.780,07</b>	<b>61.508.652,81</b>	<b>50.512.409,08</b>	<b>40.809.738,30</b>	<b>32.202.366,27</b>

Fonte: Elaboração própria.

O resultado da análise de sensibilidade mostra que a variável crítica para a planta GTL é o preço do petróleo, que foi submetido a uma variação de US\$36,00/barril a US\$84,00/barril. Esta variável é a que apresenta a reta com a maior inclinação no gráfico. Dadas as recentes oscilações de preço de petróleo e os diferentes cenários de longo prazo, a sensibilidade da planta GTL a esta variável aumenta o risco do projeto, o que até mesmo justificaria o uso de maiores taxas de desconto.

A variável que menos influencia o resultado da análise VPL é o custo de O&M, que submetido a uma variação de 3,00/barril a 7,00/barril resulta em uma variação muito pequena no VPL. No gráfico é a reta que apresenta a menor inclinação.

A análise de sensibilidade mostra que o projeto apresenta um VPL positivo para um custo de capital por barril do produto variando de US\$ 21.000,00 até US\$ 49.000,00. O VPL apresenta valores negativos para valores de custo de capital acima de, aproximadamente, US\$ 50.000,00.

Em relação aos custos envolvidos na construção da planta, houve um aumento de seu valor em quase 100% desde 2003, por causa do aumento no preço do aço, que é utilizado em sua estrutura, tubulação, reatores e trocadores de calor. O aumento nos preços de construção foi impulsionado pela demanda de material e de mão de obra para a construção da infra-estrutura da indústria de energia durante o período de preços baixos do petróleo no final da década de 90. O resultado foi o aumento nos preços e a interrupção de diversos projetos incluindo plantas GTL de pequena e grande escala (GASIFICATION NEWS, 2007) Existem estimativas de que o custo de capital para a planta GTL subiu de US\$20.000,00/barril a US\$30.000,00/barril para US\$50.000,00/barril a US\$60.000,00/barril de capacidade (PYRDOL e BARON, 2006).

A variação da taxa de desconto de 9% a 21% também não resultou em valores negativos para o VPL na amplitude considerada. Para valores acima de 32% para a taxa de desconto, o resultado do VPL é negativo. Deve-se notar, contudo, que dados o risco do projeto para uma tecnologia inovadora e a própria incerteza sobre o preço futuro do petróleo, a taxa de desconto de 30% não é irreal. Por exemplo, conforme já mencionado nesta dissertação, o projeto GTL FPSO considerado pela Syntroleum foi avaliado a esta taxa (SYNTROLEUM, 2006).

## CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Esta dissertação teve como objetivo analisar a possibilidade de utilização da tecnologia GTL em ambiente *offshore* para o aproveitamento do gás natural remoto no Brasil. Conforme discutido no capítulo 1, existem tecnologias GTL disponíveis comercialmente, mas o trabalho considerou apenas as tecnologias compactas promissoras para a aplicação *offshore*, mesmo que estas ainda estejam em estado de desenvolvimento. Vale ressaltar que a o trabalho utilizou premissas econômicas conservadoras quando visto por uma ótica empresarial. Todavia, poder-se-ia avaliar o projeto em uma ótica pública (os recursos são da União), usando uma taxa de desconto social (7,5%), bem como incorporar os *royalties* pagos e a possibilidade da utilização de um MDL para o projeto (sobretudo, no caso da ventilação do gás, mas também no caso da queima).

As condições de operação do ambiente *offshore* exigem mais do que simplesmente uma adaptação da tecnologia existente, levando a necessidade pela utilização de processos GTL não-convencionais, mais compactos e com capacidade flexível. No entanto, alguns projetos encontrados na literatura consideravam configurações de plantas GTL de forma a adaptar processos já utilizados em plantas *onshore*.

O estudo confrontou as opções tecnológicas e os processos de produção do *syngas* existentes às condições de operação do ambiente *offshore*, às características de produção da planta e às características do campo petrolífero estudado. Concluiu-se que, dos processos que vêm sendo desenvolvidos e considerados em projetos de algumas empresas, o processo SMR microcanais foi o que apresentou melhores condições de aplicação no ambiente *offshore* para o aproveitamento do gás associado, em pequena escala.

As empresas, CompactGTL, Heatric e Velocys consideram projetos de instalação de plantas GTL *offshore* utilizando o processo de SMR microcanais. No caso da Heatric e Velocys, o produto final é o metanol. Apenas a empresa CompactGTL considera o *syncrude* como produto final.

Contudo, ainda não existe uma tecnologia comercial para a construção de uma planta GTL *offshore*. A tecnologia é promissora como uma das soluções para o aproveitamento

de reservas remotas de gás natural e também para a eliminação da queima de gás em *flare*. A discussão cada vez mais intensa dos problemas ocasionados pelas mudanças climáticas gera cada vez mais pressão sobre as empresas de petróleo para que haja uma redução da queima de combustíveis.

Com o intuito de realizar uma análise econômica, a empresa CompactGTL foi escolhida. Os resultados de viabilidade positivos, baseados na análise do VPL do projeto, mostraram que a planta pode ser capaz de gerar uma receita suficiente e conseqüente retorno para viabilizar o projeto, mesmo quando considerados os riscos envolvidos nesse tipo de empreendimento.

A hipótese 1 foi considerada como forma de comparação da influência do fator de utilização da planta com o seu retorno. Apesar de possuir um quinto da capacidade da planta considerada nas hipóteses 2 e 3, o seu VPL foi muito semelhante aos resultados do VPL das outras hipóteses. Esse resultado é consequência basicamente da operação da planta de menor capacidade, com um fator de utilização maior que a planta de maior capacidade. A hipótese 2 que representa a configuração proposta pelo fabricante, apresenta resultados positivos para a aplicação da planta, tanto para o cenário de preços do DOE, quanto para o cenário de preço fixo. A hipótese 3 reforça a possibilidade de ganhos maiores com o transporte do syncrude separadamente do petróleo, permitindo assim o ganho do prêmio do syncrude em relação ao petróleo Marlim. Não obstante, recomendam-se estudos sobre a logística e custos de transporte para esta última opção. Portanto, a viabilidade da planta GTL *offshore* está condicionada, além de variáveis como o seu custo de capital, custo de O&M, taxa de desconto e preço do petróleo, também ao fator de utilização de sua capacidade.

Apesar de o resultado mostrar viabilidade econômica, muitas empresas trabalham com cenário de preço de robustez de petróleo com valores abaixo de US\$ 40,00. Este valor é fundamental para a análise de viabilidade do projeto, porque um projeto que não tenha viabilidade nestas condições pode ser mal visto ou descartado pela empresa.

Deste modo, apesar do projeto ser viável tanto para o cenário de preço fixo, quanto para a projeção de preços do DOE, ele só será viável para o preço mínimo constante de US\$ 42,00/barril e US\$ 41,30/barril para as hipóteses 3 e 2, respectivamente. Este valor é maior que o preço de robustez utilizado pela Petrobras, o que pode representar um fator



negativo para a sua aceitação, uma vez que o investimento para planta GTL não seria viável nas condições do cenário utilizado pela Petrobras.

É importante ressaltar a importância da taxa de desconto no caso da tecnologia GTL. A análise utilizou uma taxa de 15%, mas um investimento com uma tecnologia que não é convencional, que apresenta mais riscos e é muito afetada pelo preço futuro do petróleo, exige uma taxa de desconto maior. Assim, o risco presente no projeto mantém a tendência de um aumento na taxa de desconto utilizada.

Em relação aos custos envolvidos na construção da planta, o aumento do seu valor em quase 100% desde 2003, por causa do aumento no preço do aço, interrompeu diversos projetos incluindo plantas GTL de pequena e grande escala.

É importante ressaltar que a combinação desses três fatores pode desestimular os investimentos em uma planta GTL *offshore* apesar dos resultados obtidos para o VPL de cada uma das hipóteses consideradas.

A planta deve ser considerada, portanto, para um cenário no qual os preços do petróleo continuem em alta. Uma queda nos preços pode inviabilizar o projeto ou torná-lo um prejuízo para a empresa. Sugerem-se, então, novas análises sobre o comportamento dos preços do petróleo.

A planta GTL também deve ser vista como uma oportunidade, porque permitirá a produção de um produto diferenciado, neste caso o *syncrude*, que poderá ser utilizado, caso seja transportado separadamente do óleo, para a produção de produtos *premium*, como por exemplo a produção de lubrificantes do tipo IV .

É importante ressaltar que os dados utilizados neste estudo precisam ser constantemente revisados em estudos futuros. A revisão dos dados também poderá considerar outros cenários de preço e outras análises de sensibilidade, além da análise de sensibilidade realizada.

Outra possibilidade para uma análise futura, mais abrangente, é a inclusão de outros produtos finais e outras tecnologias para o aproveitamento do gás natural remoto. Em relação aos produtos, por exemplo, o metanol, possui um mercado já estabelecido e vem sendo considerado em projetos de fabricantes como as empresa Heatric e Velocys, que utilizam a mesma tecnologia SMR microcanais. Sugere-se também a inclusão do DME

que também pode ser produzido com o gás de síntese e tem um mercado promissor uma vez que pode ser utilizado como alternativa de combustível para os motores ciclo diesel. Em relação às tecnologias, existem diversos estudos sobre a possibilidade da utilização da rota direta para a produção do syngas. Apesar de estar em fase de desenvolvimento, esta é uma tecnologia que deverá trazer um grande avanço para o processo GTL.

Além dos ganhos propiciados por novas tecnologias, propõe-se que trabalhos futuros, sobre a perspectiva de aprendizagem e redução de custos da tecnologia GTL, sejam realizados. Este estudo é de extrema importância porque afeta diretamente os custos na construção e nos produtos de futuras plantas. Essa redução envolve fatores como o aprendizado dos operadores e projetistas, desenvolvimentos técnicos, economias de escala.

Sugere-se ainda uma análise futura que considere outras hipóteses para a utilização do gás associado produzido no campo estudado. Por exemplo, a utilização do gás que é atualmente reinjetado para o processo GTL. Deve ser ressaltado, no entanto, que parte do gás que seria reinjetado tem a finalidade de recuperação do petróleo, assim, uma redução no volume de gás reinjetado resulta em uma redução na recuperação do petróleo e consequentemente na sua produção e na renda gerada por essa atividade reduzirá a produção de petróleo.

Propõe-se uma análise econômica da tecnologia utilizando-se o perfil de produção de outros campos petrolíferos da Bacia de Campos e de outras Bacias sedimentares brasileiras. Neste estudo, apenas o perfil de um campo similar ao perfil do Campo Marlim Leste foi considerado.

Foge ao escopo desse trabalho a comparação entre a tecnologia GTL e outras tecnologias para o aproveitamento do gás natural, mas é importante que fique uma sugestão para estudos comparativos futuros. Portanto, propõe-se uma análise mais detalhada sobre outras tecnologias de aproveitamento do gás natural. Estas tecnologias precisam atender as condições para o aproveitamento do gás associado, como a flexibilidade na sua localização e na sua capacidade de operação e na pequena escala. Destacam-se as tecnologias de gás natural comprimido (GNC), Gas-to-Wire (GTW) e gás natural liquefeito (GNL).

Sugere-se uma análise futura de comparação da tecnologia GTL com a GNL. Especialmente no caso do Brasil onde existe atualmente uma demanda não atendida por gás natural. A escolha da tecnologia irá definir o produto obtido. No caso do GTL opta-se basicamente pela produção de líquidos, o que permite a utilização da estrutura já existente para o escoamento da produção de petróleo. A produção do *syncrude* pode ser traduzida por um aumento na produção de petróleo da unidade *offshore*, ou pode até ser considerado uma opção de recuperação de óleo. As tecnologias GNC e GNL seriam opções pela obtenção de gás. A diferença do produto final deve ser considerada, uma vez que o mercado pode determinar a necessidade ou a viabilidade da utilização de determinada tecnologia. A tecnologia GNL só pode operar economicamente em campos com grande quantidade de gás, ou campos gigante. Esse é um dos motivos que torna a tecnologia GNL compacta promissora. A tecnologia GTL possui um risco maior em relação ao GNL, mas em contrapartida possui melhores oportunidades de redução de custo. Isso ocorre porque ao nível global o GTL ainda é uma tecnologia emergente, com poucas plantas em operação.

Sugere-se, ainda, a consideração de outros aspectos para a escolha da tecnologia. No caso específico da Petrobras, o governo brasileiro detém a maior parcela do capital da companhia, controlando, portanto, sua gestão e suas decisões estratégicas. A utilização de uma planta GTL para o aproveitamento do gás natural associado envolve a mudança do tipo de produto obtido. Assim, apesar de agregar valor à parcela do gás associado com a opção de produção de derivados de petróleo nobres como lubrificantes especiais, QAV e diesel Premium, que valem mais do que o gás natural, a escolha pela tecnologia pode vir por questões políticas, que comprometem a Petrobras a garantir o mercado de gás. Talvez não houvesse esse dilema sem a influência do governo e a decisão poderia ser decidida com uma influência maior das questões técnicas.

Sugerem-se estudos futuros da análise do processo GTL do ponto de vista do seu ciclo de vida. Uma análise desse tipo permitiria a quantificação da energia gasta em todo o processo e conseqüentemente a quantificação das emissões ambientais. Assim, uma comparação das emissões geradas pelo processo completo da planta GTL com a queima de gás permitirá, em alguns casos específicos, como a eliminação da ventilação de gás natural e a produção de lubrificantes com a utilização do *syncrude*, a aplicação de mecanismos de desenvolvimento limpo (MDL).

Propõe-se uma análise econômica futura que considere os *royalties* cobrados para o campo produtor analisado. Este assunto não foi considerado neste trabalho, mas vale lembrar que deve ser levada em consideração, além da parcela dos *royalties* que são pagos pela produção de gás natural, a obrigatoriedade de pagamento de *royalties* para o gás que é queimado, portanto sem o aproveitamento econômico do insumo. Portanto, o valor do insumo, que foi considerado nulo neste trabalho pode ser influenciado pela inclusão dos *royalties*.

Por fim, sugere-se um estudo sobre a viabilidade da instalação de uma planta GTL *offshore* de maior capacidade para o aproveitamento do gás natural associado ou não, substituindo a necessidade de envio do gás por meio de gasodutos para o continente. Neste caso, a idéia seguiria os projetos *offshore* de grande porte com a finalidade de aproveitamento de reservas de gás e não apenas a parcela de gás associado que não pode ser aproveitado economicamente e precisa ser queimada. Este estudo estaria relacionado aos recentes anúncios feitos pela Petrobras. Em janeiro de 2008, a empresa anunciou a descoberta, pelo consórcio formado pela Petrobras, que é a operadora com 80%, e a Galp Energia, de uma jazida de Gás e Condensado, em águas ultraprofundas, na camada Pré-Sal, denominado Júpiter, que está localizada a 37 km a leste da área da também recente descoberta, em novembro de 2007, da reserva de petróleo intermediários, denominada Tupi. Neste caso, seria necessária a avaliação do custo da utilização de gasodutos, que está relacionado ao seu comprimento e as dificuldades encontradas nas condições submarinas da região onde será construído, e de outras tecnologias de transporte.

## REFERÊNCIAS

- AASBERG-PETERSEN K., CHRISTENSEN T.S., NIELSEN C. S., DYBKJÆR I.B., 2003, “Recent developments in autothermal reforming and pre-reforming for synthesis gas production in GTL applications, *Fuel Processing Technology*, v. 83, pp. 253– 261.
- ALMEIDA, E.L.F., BOMTEMPO, J. V., BICALHO R. G., 2004, “Viabilidade das plantas GTL: uma análise de sensibilidade das variáveis determinantes”, in 4º Congresso Latino Americano e do Caribe de Gás e Eletricidade, 26-28 de abril, Rio de Janeiro.
- ALMEIDA, M.R., SAVI, E.M. de S., 2006, “Project Finance: uma sistematização dos métodos financeiros para avaliar as estruturas de financiamento”, XXVI ENEGEP - 9 a 11 de Outubro, Fortaleza, CE, Brasil.
- ANDERSON RB, 1984, “The Fischer-Tropsch synthesis”, New York: Academic Press  
*apud* STELMACHOWSKI M., NOWICKI L., 2003, “Fuel from the synthesis gas - the role of process Engineering”, *Applied Energy*, v. 74, pp. 85–93.
- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2001, “Indústria Brasileira de Gás Natural: Regulação Atual e Desafios Futuros”, Superintendência de Comercialização e Movimentação de Gás Natural, Rio de Janeiro.
- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2004, “Relatório Anual 2003-2004”, Disponível em: <[http://www.anp.gov.br/doc/conheca/Relatorio\\_bienal\\_2003\\_2004.pdf](http://www.anp.gov.br/doc/conheca/Relatorio_bienal_2003_2004.pdf)>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2006a, “Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2006”, Disponível em: <[http://www.anp.gov.br/conheca/anuario\\_2006.asp](http://www.anp.gov.br/conheca/anuario_2006.asp)> Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2006b, “Curso do Cálculo e da Distribuição dos *Royalties*”.
- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2007a, “Memória de Cálculo do Preço Mínimo do Petróleo”. Disponível em: [http://www.anp.gov.br/doc/participacoes\\_governamentais/Mem%C3%B3ria%20de%20C%C3%A1lculo\\_11\\_2007.pdf](http://www.anp.gov.br/doc/participacoes_governamentais/Mem%C3%B3ria%20de%20C%C3%A1lculo_11_2007.pdf). Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.

- ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis, 2007b, “Dados Estatísticos Mensais”, Disponível em: <[http://www.anp.gov.br/petro/dados\\_estatisticos.asp](http://www.anp.gov.br/petro/dados_estatisticos.asp)>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- ARENTZ P.C.A., DINELLI D.K., 2006, “Natural gas utilization and flaring reduction in Brazil-Petrobras Experience”, Global Forum – Flaring Reduction and gas utilization, The World Bank Group.
- BAIER T., KOLB G., 2007, “Temperature control of the water gas shift reaction in microstructured reactors”, *Chemical Engineering Science*, v. 62, pp. 4602 – 4611.
- BAKKERUD, P.K., 2005, “Update on synthesis gas production for GTL”, *Catalysis Today* v.106, pp. 30–33, Haldor Topsøe A/S, Nymøllevej 55, DK-2800 Kgs., Lyngby, Denmark
- BANISTER J.A., RUMBOLD S.O., 2005, “A Compact Gas-To-Methanol Process and its Application to Improved Oil Recovery”, Heatric division of Meggitt (UK) Ltd, Poole, Dorset, UK.
- BASINI L., 2005, “Issues in H<sub>2</sub> and synthesis gas technologies for refinery, GTL and small and distributed industrial needs”, *Catalysis Today*, v. 106, pp. 34–40.
- BASINI L., PIOVESAN L., 1998, “Reduction on Synthesis Gas Costs by Decrease of Steam/Carbon and Oxygen/Carbon Ratios in the Feedstock”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 37, pp. 258-266.
- BAXTER, I., 2007, General Manager - CompactGTL, Comunicação Pessoal.
- BHARADWAJ S.S., SCHMIDT L.D., 1995, “Catalytic partial oxidation of natural gas to syngas”, *Fuel Processing Technology*, v. 42 pp. 109-127.
- BLUEWATER - Bluewater Energy Services B.V., 2006, “Syntroleum/Bluewater to Form Joint Venture”, Disponível em: <<http://www.bluewater-offshore.com/press.asp?refID=83&ID=158&contentID=158&NewsID=35>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- BREED A., DOHERTY M. F., GADEWAR S., GROSSO P., LORKOVIC I. M., MCFARLAND E.W., WEISS M.J., 2005, “Natural gas conversion to liquid fuels in a zone reactor”, *Catalysis Today*, v. 106, pp. 301–304.

- BROPHY J., 2004, “Modular Gas-to-Liquids Technology”, 10th PIN Meeting (junho), Heriot-Watt University, Edinburgh.
- BRUMBY A., VERHELST M, CHERET D., 2005, “Recycling GTL catalysts—A new challenge”, *Catalysis Today*, v.106, pp. 166–169.
- CAO C., WANG Y., ROZMIAREK R.T., 2005, “Heterogeneous reactor model for steam reforming of methane in a microchannel reactor with microstructured catalysts”, *Catalysis Today*, v. 110, pp. 92–97.
- CEDIGAZ – The International Association of Natural Gas, 2007, Disponível em: <[http://www.cedigaz.org/products\\_services/papers.aspx](http://www.cedigaz.org/products_services/papers.aspx)> Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- CHEN C. M., 2004, “Ceramic Membrane Reactor Systems for Converting Natural Gas to Hydrogen (ITM Syngas)”, Air Products and Chemicals Inc, DE-FC26-97FT96052, U.S. Dept. of Energy Hydrogen Program Annual Review, maio.
- CompactGTL, 2007, Disponível em: <<http://www.compactgtl.com/index.php>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- COOGEE CHEMICAL, 2007, “Building a Floating Methanol Plant”, Disponível em: <[http://www.coogee.com.au/op\\_meth.html#floating](http://www.coogee.com.au/op_meth.html#floating)>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- COPELAND R.J., GERSHANOVICH Y., WINDECKER B., 2005, “High Efficiency Syngas Generation”, National Energy Technology Laboratory, U.S. Department of Energy.
- CORNOT-GANDOLPHE, S., APPERT O, DICKEL R. CHABRELIE M., ROJEY A., 2003, “The challenges of further cost reductions for new supply options (PIPELINE, LNG, GTL)”, 22nd World Gas Conference, Tokyo, Japan, 1 a 5 de junho.
- CTGÁS. Centro de Tecnologia do Gás, 2007, “Queima de gás natural: é fundamental reduzi-la”, Disponível em: <<http://www.ctgas.com.br/template02.asp?parametro=105>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- DANTAS L. A., 2007, “Navios Tanques Petroleiros - Com ênfase em navios de Classe "C" da FRONAPE”. Disponível em: [http://www.oceanica.ufrj.br/deno/prod\\_academic/monografias/petrol/petroc.htm](http://www.oceanica.ufrj.br/deno/prod_academic/monografias/petrol/petroc.htm). Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

- DAVY PROCESS TECHNOLOGY, 2007, “Gas Conversion Using Novel Reforming Technology”. Disponível em: <<http://www.davyprotech.com/Default.aspx?cid=517>>. Acesso em: 12 de fevereiro de 2008
- DE KLERK A. de, 2008, “Hydroprocessing peculiarities of Fischer–Tropsch syncrude”, *Catalysis Today*, v. 130, pp. 439-445.
- DE SOUZA M.J., JACOB B. P., ELLWANGER G. B., 1998, “Structural design of process decks floating production, storage and offloading units”, *Marine Structures*, v. 11, pp. 403-412.
- DOE - U.S. Department of Energy, 1995, “Economic Evaluation and Market Analyses for Natural Gas Utilization”, Draft Report, Abril. apud Thomas C.P., Doughty T.C., Hackworth J.H., North W.B., Robertson E.C., 1996, “Economics of Alaska North Slope Gas Utilization Options”, Idaho National Engineering Laboratory.
- DOE - US. Department of Energy, 2007, “Annual Energy Outlook 2007 - With Projections to 2030”. Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/archive/aeo07/index.html>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- DRY M.E., 2004, “Present and future applications of the Fischer–Tropsch process”, *Applied Catalysis A: General*, v.276, pp. 1–3.
- DYER, P.N., RICHARDS, R.E., RUSSEK, S.L., TAYLOR, D.M., 2000, “Ion transport membrane technology for oxygen separation and syngas production”, *Solid State Ionics*, v. 134, pp. 21–33.
- EIA – Energy Information Administration, 2003, “The Global Liquefied Natural Gas Market: Status and Outlook”, Report #: DOE/EIA-0637. Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/analysispaper/global/index.html>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- EIA – Energy Information Administration, 2007a. Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/emeu/international/reserves.html>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- EIA – Energy Information Administration, 2007b, Relatório DOE/EIA-0383(2008) Disponível em: <<http://www.eia.doe.gov/oiaf/forecasting.html>>. Acesso em: 12 de fevereiro de 2008.



- EKINS, P., VANNER, R., FIREBRACE, J., 2007, “Zero emissions of oil in water from offshore oil and gas installations: economic and environmental implications”, *Journal of Cleaner Production*, v.15, pp. 1302 – 1315.
- ESMAP - Energy Sector Management Assistance Program, 2005, “Crude Oil Price Differentials and Differences in Oil Qualities: A Statistical Analysis”, Technical paper, 081. Disponível em: <<http://www.esmap.org/filez/pubs/08105FinalforWeb.pdf>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- FERC – Federal Energy Regulatory Commission, 2007. Disponível em: <<http://www.ferc.gov/industries/lng.asp>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- FLEISCH, T.H., 2006, “Syngas Chemistry: Key Technology for the 21st Century”, Syngas Chemistry Symposium, Dresden, Germany.
- FOCUS ON CATALYSIS, 2003, Disponível em: <[http://www.sciencedirect.com/science?\\_ob=ArticleURL&\\_udi=B73DG-49BY4TV-N&\\_user=10&\\_rdoc=1&\\_fmt=&\\_orig=search&\\_sort=d&view=c&\\_acct=C000050221&\\_version=1&\\_urlVersion=0&\\_userid=10&md5=ccc851e30596c904909f3482aa55d0c4](http://www.sciencedirect.com/science?_ob=ArticleURL&_udi=B73DG-49BY4TV-N&_user=10&_rdoc=1&_fmt=&_orig=search&_sort=d&view=c&_acct=C000050221&_version=1&_urlVersion=0&_userid=10&md5=ccc851e30596c904909f3482aa55d0c4)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008
- FREIDE J. F, GAMLIN T., ASHELY M., 2003, “The ultimate “clean” fuel – gas-to-liquids products”, *Hydrocarbon Processing*, pp. 52 – 58.
- GASIFICATION NEWS, 2007, “EPC Costs are Only Temporary Roadblock for GTL, Oil Price is Determinant”. Vol: X, Issue: 10, 27 de Junho.
- GCA - Gaffney, Cline & Associates, 2001, apud CEPEL, 2002, “Análise técnico-econômica preliminar das opções tecnológicas do gás comprimido – GNC, gás liquefeito – GNL e gas-to-liquids – GTL para transporte de gás natural na Amazônia”.
- GTC, 2007a, The Gasification Technologies Council, Disponível em: <<http://www.gasification.org/>>. Acesso em: 14 de fevereiro de 2008.
- GTC, 2007b, The Gasification Technologies Council, Disponível em: <<http://www.gasification.org/resource/database/search.aspx>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

- HALDOR TOPSOE. Haldor Topsoe A/S, 1999, Disponível em: <[http://www.topsoe.com/site.nsf/vALLWEBDOCID/KVOO-5PGFBN/\\$file/Hydrogen-UK\\_HTCR.pdf](http://www.topsoe.com/site.nsf/vALLWEBDOCID/KVOO-5PGFBN/$file/Hydrogen-UK_HTCR.pdf)>. Acesso em: 12 de fevereiro de 2008.
- HALDOR TOPSOE. Haldor Topsoe A/S, 2007a, “Topsøe HTCR Compact Hydrogen Units”, Disponível em: <<http://www.topsoe.com/site.nsf/all/BBNN-5PFHY7?OpenDocument>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- HALDOR TOPSOE. Haldor Topsoe A/S, 2007b, Disponível em: <<http://www.topsoe.com/site.nsf/all/BBNN-5PNJ47?OpenDocument>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- HALDOR TOPSOE. Haldor Topsoe A/S, 2007c, Disponível em: <<http://www.topsoe.com/site.nsf/all/BBNN-5PQH3G?OpenDocument>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- HALL, K.R., 2005, “A new gas to liquids (GTL) or gas to ethylene (GTE) technology”, *Catalysis Today*, v. 106, pp. 243–246.
- HANSEN R., 2005, “Offshore Gas Conversion Workshop”, Febr. 17.-18.th, Oslo. Disponível em: <<http://gtlpetrol.com/public/rhansenstatoil2005oslo.pdf>>. Acesso em: 11 de fevereiro de 2008
- HENSMAN J.R., ASHLEY M., 2004, “Modularised Technology for GTL Applications, Petrochemical and Gas Processing, PTQ Winter.
- HIGMAN, C., VAN DER BURGT M., 2003, “Feedstocks and Feedstock Characteristics”, In: Elsevier Science, *Gasification*, Gulf Professional Publishing, 1 ed., chapter 4, Burlington, MA, USA.
- HILL, C., 1998, “What makes a natural Gas to Liquids fuels projects viable?”, Middle East Petroleum and Gas Conference, 15-17 março, Dubai.
- HUTTON, W.J., HOLMES, J., 2005, “Floating Gas to Liquids – A Solution to Offshore Stranded Gas”, 18th World Petroleum Congress, Block 3, Forum 11.
- IANDOLI, C.L., KJELSTRUP, S., 2007, “Exergy Analysis of a GTL Process Based on Low-Temperature Slurry F-T Reactor Technology with a Cobalt Catalyst”, *Energy & Fuels*, v. 21, pp. 2317-2324.
- IBAMA – Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais, 2007, “Atividade de produção e escoamento de óleo e gás do Campo de Marlim Leste,

Bacia de Campos, através da Plataforma P-53”. R I M A - Relatório de Impacto Ambiental, Disponível em: <[http://www.ibama.gov.br/licenciamento/modulos/documentos.php?COD\\_DOCUMENTO=2861](http://www.ibama.gov.br/licenciamento/modulos/documentos.php?COD_DOCUMENTO=2861)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

ICGTI, 2001 apud Almeida, E.L.F., Bomtempo, J. V., Bicalho R. G., 2004, “Viabilidade das plantas GTL: uma análise de sensibilidade das variáveis determinantes”, in 4º Congresso Latino Americano e do Caribe de Gás e Eletricidade, 26-28 de abril, Rio de Janeiro.

JOGMEC – Japan Oil, Gas and Metals National Corporation, 2008. Disponível em: <[http://www.jogmec.go.jp/english/activities/technology\\_oil/gtl.html](http://www.jogmec.go.jp/english/activities/technology_oil/gtl.html)> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

JOHNSON M.R., 2006, “Quantifying Flare Efficiency and Emissions: Application of Research to Effective Management of Flaring”, Canada Research Chair in Energy & Combustion Generated Air Emissions, Mechanical & Aerospace Engineering, Carleton University, Ottawa, ON, Canada.

JOHNSON MATTHEY, Johnson Matthey Catalysts, 2007, Disponível em: <<http://www.jmcatalysts.com/pct/marketshome.asp?marketid=26>> Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.

JOHNSTON, A.M., LEVY W., RUMBOLD, S.O., 2001, “Application of Printed Circuit Heat Exchanger Technology within Heterogeneous Catalytic Reactors”, AIChE Annual Meeting 2001.

KESHAV T.R., BASU S., 2007, “Gas-to-liquid technologies: India's perspective”, *Fuel Processing Technology*, v.88, pp. 493–500.

KNOTTENBELT C., 2002, “Moss gas *gas-to-liquid* diesel fuels—an environmentally friendly option”, *Catalysis Today*, v.71, pp. 437– 445

KOROBITSYN, M.A., VAN BERKEL, F.P. F, CHRISTIE, G.M., 2000, “SOFC as a Gas Separator”, Final Report NOVEM contract no. 219.401–0012, dezembro. Disponível em: <<http://www.ecn.nl/docs/library/report/2000/c00122.pdf>> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008

LIATS K., 2006, “A new way to develop mineral deposits GTLittle”, Global Forum – Flaring Reduction and Gas Utilisation, Disponível em: <<http://worldbank.org/html/fpd/ggfrforum06/belguedj/liats.ppt>> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008

- METAPROCESS, 2007, Disponível em:  
<<http://www.metaprocess.ru/eng/products/products.html>> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- MME - Ministério de Minas e Energia, 2007, “Gás Natural - Informações Técnicas”, Disponível em:  
<[http://www.conpet.gov.br/comofazer/comofazer\\_int.php?segmento=corporativo&id\\_comofazer\\_serie=27](http://www.conpet.gov.br/comofazer/comofazer_int.php?segmento=corporativo&id_comofazer_serie=27)> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- MOGAL MARINE, 2007, “Floating Methanol Technology”. Disponível em:  
<[http://www.mogalmarine.com/LCM\\_Technology.htm](http://www.mogalmarine.com/LCM_Technology.htm)> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- NICHOLLS, T., 2007, “GTL with a difference”, *The Petroleum Economist*, pp. 1 (julho), Londres. Disponível em:  
<<http://proquest.umi.com/pqdlink?did=1313098371&sid=1&Fmt=3&clientId=44012&RQT=309&VName=PQD>> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008
- OFFSHORE MAG, 2007, “Modec, Velocys, Toyo join for offshore GTL development”. Disponível em: <[http://www.offshore-mag.com/display\\_article/312042/120/ARTCL/none/PEOPL/1/Modec,-Velocys,-Toyo-join-for-offshore-GTL-development/](http://www.offshore-mag.com/display_article/312042/120/ARTCL/none/PEOPL/1/Modec,-Velocys,-Toyo-join-for-offshore-GTL-development/)> Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- OLSVIK, O., 2005, “Offshore Gas Solutions”, OG21 & Demo2000 Seminar, Statoil R&T, Oslo, Norway, february 17-18.
- ONDREY, G, 2007, “A new GTL process takes a step closer to commercialization”, *Chemical Engineering*. Vol. 114 (dezembro), Iss. 13; pp. 14, New York. Disponível em:  
<<http://proquest.umi.com/pqdlink?did=1404439081&sid=1&Fmt=3&clientId=44012&RQT=309&VName=PQD>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- ONIP – Organização Nacional da Indústria do Petróleo, 2006a, “PLANGÁS - Plano de Antecipação da Produção de Gás Petrobras” - Gestão de Portfólio 18 de outubro. Disponível em:  
<<http://www.onip.org.br/arquivos/Cafe12JNunes.pdf?PHPSESSID=a4a696a403b3b5368808e4c118f3740b>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- ONIP - Organização Nacional da Indústria do Petróleo, 2006b, “Apresentação Plataforma P-53 Marlim Leste”, 7o. Encontro do Programa de Interação entre Fornecedores.
- OTSUKA K., WANG Y., 2001, “Direct conversion of methane into oxygenates”, *Applied Catalysis A: General*, v. 222, pp. 145–161.

- PACHECO, C.A.G., 2007, “Avaliação de Critérios de Distribuição e de Utilização de Recursos das Participações Governamentais no Brasil”, Dissertação de M.Sc., Universidade Federal do Rio de Janeiro, PPE/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- PAGOT, P.R., GRANDMAISON, E.W., SOBIESIAK, A., 2004, “Some Characteristics of Multi-Jet Flares”, Department of Chemical Engineering, Queen's University, Kingston, Canada. Disponível em: <<http://www.chemeng.queensu.ca/people/grandmaison/publications/>>. Acesso em 11 de fevereiro de 2008.
- PAN L., WANG S., 2005, “Modeling of a compact plate-fin reformer for methanol steam reforming in fuel cell systems”, *Chemical Engineering Journal*, v. 108, pp. 51–58.
- PATEL B., 2005, “Gas Monetisation: A Techno-Economic Comparison of Gas-To-Liquid and LNG”, Foster Wheeler Energy Limited, Reading, UK, 7th World Congress of Chemical Engineering, Glasgow.
- PEÑA, M.A. GÓMEZ J.P. FIERRO J.L.G., 1999, “New catalytic routes for syngas and hydrogen production”, *Applied Catalysis A: General*, v. 144, pp. 7-57.
- PERTUSIER, R.R., 2007, “Fundamentos de mercado e análise dos preços do petróleo”, Internacional Corporativo, Estratégia & Planejamento, Petrobras.
- PETRO SA, 2008, The PetroSA GTL Refinery & LTFT Technology Development. Disponível em: <<http://www.petrosa.co.za/>>. Acesso em 10 de março de 2008.
- PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A, 2007a, “Petrobras Descobre Maior Área Petrolífera do País”. Disponível em <[http://www2.petrobras.com.br/ri/spic/bco\\_arq/DescobertaJupiter-Port.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/spic/bco_arq/DescobertaJupiter-Port.pdf)>. Acesso em: 12 de fevereiro de 2008.
- PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A, 2007b, “Petrobras Descobre Maior Área Petrolífera do País”. Disponível em: <[http://www.agenciapetrobrasdenoticias.com.br/materia.asp?id\\_editoria=8&id\\_noticia=4047](http://www.agenciapetrobrasdenoticias.com.br/materia.asp?id_editoria=8&id_noticia=4047)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007c, “Descoberta de mais um Poço com Óleo no Pré-Sal da Bacia de Santos”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/ri/spic/bco\\_arq/DescobertaBM-S-21Portrev.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/spic/bco_arq/DescobertaBM-S-21Portrev.pdf)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007d, “Destaques operacionais – Exploração e Produção – Custos de Extração (Lifting Costs). Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/portal/frame\\_ri.asp?pagina=/ri/port/index.asp&lang=pt&area=ri](http://www2.petrobras.com.br/portal/frame_ri.asp?pagina=/ri/port/index.asp&lang=pt&area=ri)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007e, “Plano de Otimização do Aproveitamento de Gás”. Disponível em: <<http://www2.petrobras.com.br/Petrobras/portugues/pdf/gas.pdf>>. Acesso em: 11 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007f, “Plano de Negócios 2007-2011”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/ri/port/ApresentacoesEventos/ConfTelefonicas/pdf/PlanoNegocios20072011\\_Port.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/port/ApresentacoesEventos/ConfTelefonicas/pdf/PlanoNegocios20072011_Port.pdf)>. Acesso em: 12 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007g, “Formulário 20-F 2006”. Disponível em: <<http://www2.petrobras.com.br/ri/port/InformacoesFinanceiras/Sec.asp?ano=2006>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007h, “RI - Relações com o Investidor”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/portal/frame\\_ri.asp?pagina=/ri/port/index.asp&lang=pt&area=ri](http://www2.petrobras.com.br/portal/frame_ri.asp?pagina=/ri/port/index.asp&lang=pt&area=ri)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007i, “Tipos de Plataformas”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/portal/frame.asp?pagina=/Petrobras/portugues/plataforma/pla\\_tipo\\_plataforma.htm&lang=pt&area=apetrobras](http://www2.petrobras.com.br/portal/frame.asp?pagina=/Petrobras/portugues/plataforma/pla_tipo_plataforma.htm&lang=pt&area=apetrobras)>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007j, “Transcrição da Teleconferência - Plano de Negócios 2007 - 2011”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/ri/port/pdf/Webcast\\_PlanoNegocios\\_2007-11\\_transcript\\_Port.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/port/pdf/Webcast_PlanoNegocios_2007-11_transcript_Port.pdf)>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.

PETROBRAS. Petróleo Brasileiro S.A., 2007k, “Teleconferência - Resultados do 2º Trimestre de 2007”. Disponível em: <[http://www2.petrobras.com.br/ri/port/ApresentacoesEventos/ConfTelefonicas/pdf/Transcricao\\_teleconferencia\\_2T2007\\_Port.pdf](http://www2.petrobras.com.br/ri/port/ApresentacoesEventos/ConfTelefonicas/pdf/Transcricao_teleconferencia_2T2007_Port.pdf)>. Acesso em: 05 de janeiro de 2008.

PETROLEUM AFRICA MAGAZINE, 2004, “Syntroleum and Sovereign Oil & Gas Sign Upstream Joint Development Agreement to Access Stranded Natural Gas Fields; Focus on Gas to Supply Multiple GTL Barge Plants”, Disponível em:

- <[http://www.petroleumafrica.com/read\\_article.php?NID=659](http://www.petroleumafrica.com/read_article.php?NID=659)>. Acesso em: 05 de janeiro de 2008.
- PINDYCK R. S., RUBINFELD D. L., 2005, “Microeconomia”, Ed. Pearson - Prentice Hall, 6º edição.
- PRATES, C.P.T., PIEROBON, E.C., DA COSTA, R.C. DE FIGUEIREDO, V.S., 2006, “Evolução da oferta e da demanda de gás natural no Brasil”, *BNDES Setorial*, Rio de Janeiro, n. 24 (setembro), pp. 35-68.
- PYRDOL J., BARON B., 2006, “What Is More Profitable to Build? GTL Production Facilities or LNG Liquefaction Plants”, World Natural Gas Markets and Trade (EMF-23), Berlin Meeting (junho).
- RAHMIM, I.I., 2003, “Gas-to-liquid technologies: recent advances, economics, prospects”. 26th IAEE Annual International Conference, Praga. Disponível em: <<http://www.gtlpetrol.com/public/iirahmim2003prague.pdf>>. Acesso em: 15 de fevereiro de 2008.
- RAJA R., RATNASAMY P., 1997, “Direct conversion of methane to methanol”, *Applied Catalysis A: General*, v. 158, pp. L7-L15.
- RETTENMAIER A. C., 2002, “GTL projects from the viewpoint of the EPC contractor”, Black & Veatch.
- RICE S.F., MANN D.P., 2007, “Autothermal Reforming of Natural Gas to Synthesis Gas”; Reference: KBR Paper #2031 – SANDIA National Laboratories REPORT, Appendix A, abril.
- RICHES P., 2007, “CompactGTL: A tailored and revolutionary solution to associated gas problems in oilfield development”, GTLtec Conference – Qatar, 22 de janeiro.
- ROBERTSON E. P., 1999, “Options for gas-to- liquids technology in Alaska”, Idaho National Engineering and Environmental Laboratory Bechtel BWXT Idaho, LLC - Idaho Falls, Idaho 83415.
- ROJEY A., 2006, “Gas commercialization Technologies”, Global Forum – Flaring Reduction and Gas Utilization, Paris. Disponível em: <<http://worldbank.org/html/fpd/ggfrforum06/>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.

- ROSAS, R., 2008, “GNL pode ser alternativa para escoar produção de novo campo encontrado pela Petrobras”, Valor Econômico, Rio de Janeiro, 22 de janeiro, Valor Online. Disponível em: <<http://www.valoronline.com.br/valoronline/Geral/empresas/111/GNL+pode+ser+alternativa+para+escoar+producao+de+novo+campo+encontrado+pela+Petrobras,,111,4743514.html>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- ROSTRUP-NIELSEN T., 2005, “Manufacture of hydrogen”, *Catalysis Today*, v. 106, pp. 293–296.
- SANT’ANNA S. M., 2007, PLANGÁS - Plano de Antecipação da Produção de Gás - Petrobras – E&P, 3ª Conferência Anual de Mercado de Gás, 30 de janeiro.
- SBM - SBM Offshore N.V., 2007. Disponível em: <<http://www.sbmoffshore.com/>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- SERIS E.L.C., ABRAMOWITZ G., JOHNSTON A.M., HAYNES B.S., 2007, “Scaleable, Microstructured Plant for Steam Reforming of Methane”, *Chemical Engineering Journal*, doi:10.1016/j.cej.2007.07.018.
- SHIMAMURA Y., 2002, “FPSO/FSO: State of the art”, *Journal of Marine Science and Technology*, v. 7, pp. 59–70.
- SIE S.T., KRISHNA R., 1999, “Fundamentals and selection of advanced Fischer–Tropsch reactors”, *Applied Catalysis A: General*, v.186, pp. 55–70.
- SMITH A.R., KLOSEK J., 2001, “A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes”, *Fuel Processing Technology*, v.70, pp.115–134.
- SOMAGLINO, A., 2007, Tecnoil Comercio e Representações Ltda, Comunicação Pessoal.
- SONG X., GUO Z., 2006, “Technologies for direct production of flexible H<sub>2</sub>/CO synthesis gas”, *Energy Conversion and Management*, v. 47, pp. 560–569.
- SOUSA-AGUIAR, E. F., APPEL L.G., MOTA C., 2005, “Natural gas chemical transformations: The path to refining in the future”, *Catalysis Today*, v. 101, pp. 3–7.
- STACEY, A., SHARP, J.V., 2007, “Safety factor requirements for the offshore industry”, *Engineering Failure Analysis*, v. 14, pp. 442–458.



- STELMACHOWSKI M., NOWICKI L., 2003, “Fuel from the synthesis gas - the role of process Engineering”, *Applied Energy*, v. 74, pp. 85–93.
- SYNTROLEUM, 2006, “Syntroleum Analyst Day”, Disponível em: <<http://www.syntroleum.com/Presentations/Analyst-Day-June-2006-Final.pdf>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- SZKLO A. S., MACHADO G. SCHAEFFER R., SIMÕES A. F., MARIANO J.B., 2006, “Placing Brazil’s heavy acid oils on international markets”, *Energy Policy*, v. 34 (2006) pp. 692–705
- SZKLO A.S., SCHAEFFER R., 2006, “Alternative energy sources or integrated alternative energy systems? Oil as a modern lance of Peleus for the energy transition”, *Energy*, v.31 pp. 2177 – 2186.
- SZKLO, A., CARNEIRO, J. T.G, MACHADO, G., 2007, “Break-even price for upstream activities in Brazil: evaluation of the opportunity cost of oil production delay in a non-mature sedimentary production region”, *Energy*, In Press.
- SZKLO, A.S., 2005, Fundamentos do Refino de Petróleo, Editora Interciência, Rio de Janeiro.
- THACKERAY F., LECKIE G., 2002, “Stranded gas: A vital resource”, *Petroleum Economist*, v. 69, n. 5 (maio); pp.10.
- THOMAS C.P., DOUGHTY T.C., HACKWORTH J.H., NORTH W.B., ROBERTSON E.C., 1996, “Economics of Alaska North Slope Gas Utilization Options”, Idaho National Engineering Laboratory.
- THOMAS, J.E., TRIGGIA, A.A., CORREIA, C.A., *et al.* 2001, “Fundamentos de Engenharia de Petróleo”, Editora Interciência, 2ª Edição, pg. 260.
- THOMAS, S., DAWE, R.A., 2003, “Review of ways to transport natural gas energy from countries which do not need the gas for domestic use”, *Energy*, v. 28, pp. 1461–1477.
- TONKOVICH, A.L., JAROSCH, K., ARORA, R., SILVA, L., PERRY, S., MCDANIEL, J., DALY, F., LITT, B., 2007, “Methanol Production FPSO Plant Concept Using Multiple Microchannel Unit Operations”, *Chemical Engineering Journal*, doi:10.1016/j.cej.2007.07.014

- TONKOVICH, A.Y., PERRYA, S., WANGB, Y., QIUA, D., LAPLANTEA, T., ROGERSA, W.A., 2004, “Microchannel process technology for compact methane steam reforming”, *Chemical Engineering Science*, v. 59, pp. 4819 – 4824.
- ULLER, V.C., 2007, “Oportunidades e Desafios da Colocação de Óleos Brasileiros no Mercado Internacional: o Refino e o Mercado Norte-americano de Combustíveis”. Dissertação de M.Sc, Universidade Federal do Rio de Janeiro, PPE/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- UNIVERSITY OF ALBERTA, 2007, Combustion and Environment Group, Mechanical Engineering Department, Disponível em: <<http://www.mece.ualberta.ca/groups/combustion/flare/index.html>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- VALSGÅRD S. AND TVEITNES T., 2003, “LNG Technological Developments and Innovations - Challenges with Sloshing Model Testing”, Det Norske Veritas, Oslo.
- VAN DER LAAN, G.P., 1999, “Selectivity and Scale Up of the Fischer-Tropsch Synthesis”, Kinetics, Thesis University of Groningen, Netherlands, ISBN 90-367-1011-1, NUGI 813.
- VELOCYS, 2007, Disponível em: <<http://www.velocys.com/>>. Acesso em: 10 de fevereiro de 2008.
- VOSLOO A.C., 2001, “Fischer–Tropsch: a futuristic view”, *Fuel Processing Technology*, v.71, pp. 149 –155.
- WAKAMURA, O., 2005, “Development of GTL (Gas to Liquid) Technology”, NIPPON STEEL TECHNICAL REPORT No. 92, julho.
- WARD E.G., WOLFORD A.J., MICK M.B., TAPIA L., 2006, “Technology Assessment of Alternatives for Handling Associated Gas Produced from Deepwater Oil Developments in the GOM”, Final Project Report, Disponível em: < <http://www.mms.gov/tarprojects/443/443AB.pdf>>. Acesso em: 02 de janeiro de 2008.
- WILHELM D.J., SIMBECK D.R., KARP A.D., DICKENSON R.L., 2001, “Syngas production for gas-to-liquids applications: technologies, issues and outlook”, *Fuel Processing Technology*, v. 71, pp. 139–148.
- WORLD BANK GROUP, 2003, “Kyoto Mechanisms for Flaring Reductions”, Report Number 2. Disponível em: <<http://web.worldbank.org/WBSITE/EXTERNAL/TOPICS/EXTOGMC/EXTGG>>

FR/0,,contentMDK:20298940~menuPK:2859443~pagePK:64168445~piPK:64168309~theSitePK:578069,00.html>. Acesso em: 04 de janeiro de 2008.

WORLD BANK GROUP, 2004, “Regulation of Associated Gas Flaring and Venting: a Global Overview and Lessons from International Experience”, Report Number 3.

WORLD BANK GROUP, 2007, Disponível em: <<http://web.worldbank.org/WBSITE/EXTERNAL/TOPICS/EXTOGMC/EXTGGFR/0,,contentMDK:21022944~menuPK:828161~pagePK:64168445~piPK:64168309~theSitePK:578069,00.html>>. Acesso em: 05 de janeiro de 2008.

WORLD LNG/GTL, 2003 apud Almeida, E.L.F., Bomtempo, J. V., Bicalho R. G., 2004, “Viabilidade das plantas GTL: uma análise de sensibilidade das variáveis determinantes”, in 4º Congresso Latino Americano e do Caribe de Gás e Eletricidade, 26-28 de abril, Rio de Janeiro

WORLEY INTERNATIONAL. Worley International Inc. and Worley Engineers, 2000, “Natural Gas Development Based on Non-Pipeline Options – Offshore Newfoundland”, Final Report (dezembro), Houston, Texas.

ZAMAN, J., 1999, “Oxidative processes in natural gas conversion”, *Fuel Processing Technology*, v. 58, pp. 61–81.

ZANFIR M., GAVRIILIDIS A., 2003, “Catalytic combustion assisted methane steam reforming in a catalytic plate reactor”, *Chemical Engineering Science*, v. 58, pp. 3947 – 3960.