



COPPE/UFRJ

**O CICLO COMBINADO COM GASEIFICAÇÃO INTEGRADA E A CAPTURA
DE CO₂: UMA SOLUÇÃO PARA MITIGAR AS EMISSÕES DE CO₂ EM
TERMELETRICAS A CARVÃO EM LARGA ESCALA NO CURTO PRAZO?**

Bettina Susanne Hoffmann

Dissertação de Mestrado apresentada ao
Programa de Pós-Graduação em Planejamento
Energético, COPPE, da Universidade Federal
do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos
necessários à obtenção do título de Mestre em
Planejamento Energético.

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Rio de Janeiro

Março de 2010

O CICLO COMBINADO COM GASEIFICAÇÃO INTEGRADA E A CAPTURA
DE CO₂: UMA SOLUÇÃO PARA MITIGAR AS EMISSÕES DE CO₂ EM
TERMELETRICAS A CARVÃO EM LARGA ESCALA NO CURTO PRAZO?

Bettina Susanne Hoffmann

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA (COPPE)
DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS
REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM
CIÊNCIAS EM PLANEJAMENTO ENERGÉTICO.

Examinada por:

Prof. Alexandre Salem Szklo, D.Sc.

Prof. Roberto Schaeffer, PhD

Prof. Ofélia de Queiroz Fernandes Araujo, PhD

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

MARÇO DE 2010

Hoffmann, Bettina Susanne

O Ciclo Combinado com Gaseificação Integrada e a Captura de CO₂: Uma Solução para Mitigar as Emissões de CO₂ em Termelétricas a Carvão em Larga Escala no Curto Prazo?/ Bettina Susanne Hoffmann – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2010.

XV, 128 p.: il.; 29,7 cm.

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Planejamento Energético, 2010.

Referencias Bibliográficas: p. 118-128.

1. IGCC. 2. CCS. 3. Carvão. 4. Geração Termelétrica.
I. Szklo, Alexandre Salem II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Planejamento Energético. III. Título.

À minha mãe, minha tia e minha avó.

AGRADECIMENTOS

Em primeiro lugar, gostaria de agradecer ao meu orientador Alexandre Salem Szklo. Ele me incentivou de abordar o tema da minha dissertação e me orientou com paciência e dedicação. Sem sua ajuda, não seria possível a realização desta dissertação. Ademais, devo especialmente agradecer pela correção ortográfica e gramatical.

Agradeço ao professor Roberto Schaeffer e à professora Ofelia de Queiroz Fernandes Araujo por aceitarem fazer parte da banca examinadora desta dissertação.

Agradeço, também, aos professores Alexandre Szklo, Roberto Schaeffer, Luiz Fernando Legey, Lúcio Guido T. Carpio e Alessandra Magrini, que contribuíram muito na minha formação neste período.

Aos funcionários do PPE e do CENERGIA, em especial à Sandrinha e à Rita, que sempre me ajudaram em que puderam.

Aos amigos e colegas de turma e de projetos pelas conversas proveitosas que tivemos sobre os mais diferentes temas, pelos momentos de trabalho e os momentos de diversão.

Às minhas amigas Ana, Cris e Pati, que me apoiaram nos momentos mais difíceis.

Ao Deutscher Akademischer Austauschdienst (DAAD), pelo apoio financeiro na forma de bolsa de estudo.

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

O CICLO COMBINADO COM GASEIFICAÇÃO INTEGRADA E A CAPTURA
DE CO₂: UMA SOLUÇÃO PARA MITIGAR AS EMISSÕES DE CO₂ EM
TERMELETRICAS A CARVÃO EM LARGA ESCALA NO CURTO PRAZO?

Bettina Susanne Hoffmann

Março/2010

Orientador: Alexandre Salem Szklo

Programa: Planejamento Energético

Os setores elétricos de muitas grandes economias se baseiam, até hoje, fortemente em energia elétrica gerada por termelétricas a carvão e emitem, assim, grandes volumes de dióxido de carbono (CO₂). O ciclo combinado com gaseificação integrada (IGCC) é uma tecnologia inovadora que apresenta vantagens em relação a tecnologias convencionais do uso de carvão. Essas vantagens incluem a alta eficiência, a aptidão para aplicações de captura e armazenamento de carbono (CCS) e maior flexibilidade em relação aos insumos e produtos do processo. Os obstáculos mais críticos para sua comercialização é o alto custo da tecnologia, a menor confiabilidade e a falta de experiência de operação. Neste trabalho serão analisados a maturidade técnica e os custos da tecnologia IGCC, com e sem CCS, a fim de averiguar se essa rota possui realmente o potencial de ser instalada em grande escala no curto prazo e, assim, garantir a possibilidade de utilizar o carvão para geração de eletricidade, sem comprometer o esforço de reduzir as emissões de CO₂. O foco da análise da viabilidade técnica se concentra fortemente no processo de gaseificação, sendo esse passo o mais crítico para o funcionamento da planta. Na análise de custos, seguiram-se três passos: a revisão dos custos relatados na literatura científica, a revisão dos custos relatados para projetos planejados e a modelagem de custos para analisar as influências de pressupostos relacionados ao risco tecnológico de plantas IGCC.

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

INTEGRATED GASIFICATION COMBINED CYCLE AND THE CAPTURE OF
CO₂: A SOLUTION FOR THE MITIGATION OF THE CO₂ EMISSIONS OF COAL
FIRED POWER PLANTS AT LARGE SCALE IN THE SHORT TERM?

Bettina Susanne Hoffmann

March/2010

Advisor: Alexandre Salem Szklo

Department: Energy Planning

The power sector of many big economies still relies heavily on coal fired plants and emits huge amounts of carbon dioxide (CO₂). The Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) is an innovative technology which holds advantages over current conventional coal technologies, including higher efficiency, pathway to carbon capture and storage (CCS) and higher product and fuel flexibility. The most critical obstacles for commercialization of IGCC technology are higher costs, lower reliability, and little operating experiences. The present work aims to analyze the maturity and the costs of the IGCC technology, with and without CCS, in order to evaluate its potential to be introduced in the generation fleet at big scale in the short term and, hence, its potential to guarantee the possibility to use coal in the power sector without compromising the effort to reduce CO₂ emissions. The focus of the analysis of the technical viability concentrates strongly on the gasification process, since it the most critical process for the operation of the plant. The cost analysis contains three steps: a revision of cost estimates in scientific literature, a revision of reported cost for actually planned projects and a cost simulation that aims to analyze the influences of assumptions regarding the additional technology risk of IGCC plants.

ÍNDICE

1	INTRODUÇÃO.....	1
2	O ESTADO DA ARTE DO IGCC.....	4
2.1	Descrição do Processo IGCC com Captura de Carbono	4
2.2	Instalações de IGCC no mundo	8
2.2.1	<i>Plantas existentes</i>	8
2.2.2	<i>Projetos em planejamento</i>	11
2.3	Expectativas e Investimentos em P&D	14
2.3.1	<i>A China - Líder no P&D</i>	15
2.3.2	<i>Os EUA</i>	17
3	INSUMOS PARA IGCC COM CCS	20
3.1	Características Relevantes no Processo de Gaseificação	20
3.1.1	<i>Características Químicas</i>	21
3.1.2	<i>Contaminantes</i>	24
3.1.3	<i>Características físico-mecânicas</i>	25
3.2	O Carvão.....	26
3.3	Resíduos do Refino de Petróleo.....	29
3.4	Biomassa.....	31
3.5	Co-processamento de diferentes combustíveis.....	34
4	ESTADO DA ARTE DA GASEIFICAÇÃO	36
4.1	A Conversão Termoquímica e suas Variáveis de Entrada	36
4.1.1	<i>Oxidante</i>	37
4.1.2	<i>Pressão e Temperatura</i>	38
4.2	Tecnologias de Gaseificação	39
4.2.1	<i>Gaseificação em Leito Fixo</i>	40
4.2.2	<i>Gaseificação em Leito Fluidizado</i>	45
4.2.3	<i>Gaseificação em Leito de Arraste</i>	49
5	A INTEGRAÇÃO DA GASEIFICAÇÃO EM PLANTAS IGCC COM/SEM CC.	58
5.1	Contaminações e Sistemas de Remoção.....	58
5.2	A captura de carbono e suas exigências	60
5.2.1	<i>Tecnologias de Captura de Carbono</i>	61
5.2.2	<i>A Integração da Captura de Carbono no Sistema</i>	65

5.3	A geração de energia elétrica com e sem CCS.....	66
5.3.1	<i>A Combustão do Gás de Síntese em Turbinas a Gás</i>	66
5.3.2	<i>Penalidade energética e perda de eficiência.....</i>	67
5.4	Aptidão de Diferentes Tecnologias de Gasificação.....	69
5.4.1	<i>Comparação entre as Três Categorias Principais.....</i>	69
5.4.2	<i>Diferenças na Otimização de IGCC com e sem CC.....</i>	74
6	ANÁLISE DE CUSTOS	76
6.1	Estrutura de Estimativas de Custo	77
6.1.1	<i>O Custo de Investimento.....</i>	77
6.1.2	<i>Custo Nivelado de Eletricidade.....</i>	78
6.1.3	<i>O Custo de CO₂ Evitado e a Penalidade Energética</i>	80
6.1.4	<i>Dificuldades na comparação de estudos e confiabilidade</i>	82
6.2	Análise de Custos Relatados	84
6.2.1	<i>O Desenvolvimento de Custos durante os Últimos Anos</i>	84
6.2.2	<i>Custos Relatados na Literatura.....</i>	86
6.2.3	<i>Comparação das Estimativas e Custos Reais</i>	92
6.3	Influência de Pressupostos Relacionados ao Risco Tecnológico	94
6.4	A Influência de Fatores Relacionados ao Financiamento do Projeto.....	103
6.5	Previsões de aprendizado e inovação	105
6.6	Observação final - Retrofitting.....	112
7	CONCLUSÃO.....	114
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	118

LISTA DE FIGURAS

Figura 2-1: Esquema de uma planta em ciclo combiado.....	4
Figura 2-2: Esquema de uma planta IGCC,.....	6
Figura 2-3: Esquema de uma planta IGCC com CCS	8
Figura 2-4: Participação de Diferentes Fontes Primárias na Produção de Energia Elétrica por Região em 2007.....	15
Figura 3-1: Comparação do consumo de energia na moagem de madeira.....	25
Figura 4-1: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito fixo (contra-corrente).....	41
Figura 4-2: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito fluidizado	46
Figura 4-3: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito de arraste. Fonte: HOLT (2004).....	50
Figura 4-4: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na Ásia/Austrália/Oriente Médio	56
Figura 4-5: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na Europa	56
Figura 4-6: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na América do Norte e Sul. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)	57
Figura 5-1: Comparação qualitativa do comportamento de solventes químicos e físicos	62
Figura 5-2: Esquema exemplar de uma planta IGCC com CCS: Gaserificador da GE, <i>quench com água, clean-shift</i>	65
Figura 6-1: TCR relatado na literatura para plantas PC e IGCC sem e com CCS	86
Figura 6-2: LCOE relatado na literatura para plantas PC e IGCC sem e com CCS.....	87

Figura 6-3: Custo de CO ₂ evitado (C_{CO_2e}) que relaciona plantas IGCC com CCS com plantas IGCC sem CCS (C_{CO_2e} vc IGCC) e plantas PC sem CCS (C_{CO_2e} vc PC).....	88
Figura 6-4: Fluxograma da configuração da planta PC sem CCS no IECM.....	96
Figura 6-5: Fluxograma da configuração da planta IGCC sem CCS no IECM	96
Figura 6-6: Fluxograma da configuração da planta PC com CCS no IECM	97
Figura 6-7: Fluxograma da configuração da planta IGCC com CCS no IECM.....	97
Figura 6-8: Impacto cumulativo de aprendizado sobre a eficiência.....	108
Figura 6-9: Impacto cumulativo de aprendizado sobre o CI.	108
Figura 6-10: Impacto cumulativo de aprendizado sobre o LCOE.....	109

LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1: Plantas IGCC na Europa.	9
Tabela 2-2: Plantas IGCC na América do Norte.	11
Tabela 2-3: Plantas IGCC na Ásia e Região do Pacífico.	11
Tabela 2-4: Plantas IGCC em Planejamento na Europa.	12
Tabela 2-5: Plantas IGCC em Planejamento na América do Norte.	13
Tabela 2-6: Plantas IGCC em Planejamento na Ásia e Região do Pacífico.	14
Tabela 3-1: Características relevantes de combustíveis sólidos e seus efeitos.	21
Tabela 3-2: Faixas de Composição de Cinzas de Carvão e Biomassa	22
Tabela 3-3: Classificação de carvão.	27
Tabela 3-4: Insumos Típicos para a Gaseificação em Refinarias de Petróleo.	29
Tabela 3-5: Apresentação comparativa de características químicas de faia, faia torrificada e um slurry de óleo/coque oriundo de pirólise de madeira	33
Tabela 4-1: Composição do Gás de Síntese para quatro razões de vapor/carbono e cinco razões oxigênio/carbono	37
Tabela 4-2: composição típica do gás de síntese em diferentes processos de gaseificação de carvão.	39
Tabela 4-3: Plantas de gaseificação em leito fixo em 2007	44
Tabela 4-4: Distribuição da capacidade de geração em leito fixo por produtos em 2007	44
Tabela 4-5: Plantas de gaseificação em leito fluidizado em 2007.	48
Tabela 4-6: Distribuição da capacidade de geração em leito fluidizado por produtos em 2007. Fonte: Elaboração própria com Base em DOE/NETL (2007b).	49

Tabela 4-7: Distribuição da capacidade de geração em leito de arraste por insumos em 2007	54
Tabela 4-8: Distribuição da capacidade de geração em leito de arraste por produtos em 2007	54
Tabela 5-1: Limites para contaminações do gás de síntese para a utilização em turbinas a gás	59
Tabela 5-2: Valor calorífico e Temperatura de Chama Adiabática na combustão com ar.	66
Tabela 5-3: Dados sobre Penalidades Energéticas e Perdas de Eficiência de Plantas IGCC com CCS em Relação a Plantas IGCC sem CCS, Resumidos no IPCC Report on Carbon Dioxide and Storage (IPCC, 2005)	69
Tabela 5-4: Análise comparativa da aptidão das diferentes tecnologias de gaseificação para plantas IGCC com CCS e para o (co-)processamento de diferentes combustíveis. 70	
Tabela 6-1: Classificação de níveis de planejamento de projetos	83
Tabela 6-2: Classificação de estados de maturidade de tecnologias	83
Tabela 6-3: Matriz para a avaliação da confiabilidade de estimativas de custos	84
Tabela 6-4: Aumento do CI das diferentes tecnologias de geração entre 1999-2002 e 2007 – 2008.	87
Tabela 6-5: Aumento do LCOE das diferentes tecnologias de geração entre 1999-2002 e 2007 – 2008	87
Tabela 6-6: Custos e desempenho de plantas IGCC e PC relatados na literatura	89
Tabela 6-7: Custos projetados para projetos em fase de planejamento e construção.....	92
Tabela 6-8: Contingências de Processo e de Projeto para as unidades de uma planta PC.	100

Tabela 6-9: Contingências de Processo e de Projeto para as unidades de uma planta IGCC.....	100
Tabela 6-10: Resultados do Caso Base (sem consideração de um risco tecnológico adicional para plantas IGCC) da modelagem de uma planta PC sem CCS e plantas IGCC com CCS	101
Tabela 6-11: Aumento do CI referente ao Caso Base, devido ao aumento dos custos de contingência.....	102
Tabela 6-12: Aumentos nos LCOE referentes ao Caso Base, devido às alterações dos fatores de risco	102
Tabela 6-13: Aumentos nos C_{CO_2e} referentes ao Caso Base, devido às alterações dos fatores de risco	103
Tabela 6-14: Redução nos CI referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros.....	104
Tabela 6-15: Redução nos LCOE referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros.....	105
Tabela 6-16: Redução nos C_{CO_2e} referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros.....	105
Tabela 6-17: Comparação de tecnologias atuais com plantas do ano 2020	106
Tabela 6-18: Custo inicial e final do período de aprendizado para o CI e LCOE de uma planta IGCC com gaseificador da GE	107
Tabela 6-19: Custos para plantas IGCC com CCS first-of-a-kind (FOAK) e nth-of-a-kind (NOAK).....	110
Tabela 6-20: Custos de plantas PC sem CCS e IGCC com CCS	112

SIGLAS

ASU	Unidade de separação de ar
BFB	<i>Bubbling Fluidized Bed</i> (Leito fluidizado borbulhante)
CC	Captura de Carbono
C _{CO2e}	Custo de CO ₂ evitado
CCPI	<i>Clean Coal Power Initiative</i>
CCS	Carbon Capture and Storage (Captura e armazenamento de carbono)
CFB	Circulating Fluidized Bed (Leito fluidizado circulante)
CI	Custo de investimento
DOE	<i>Departement of Energy</i>
EIA	<i>Energy Information Administration</i>
EPRI	<i>Electric Power Research Institute</i>
IECM	<i>Integrated Environmental Controle Model</i>
IGCC	<i>Integrated Gasification Combined Cycle</i> (Ciclo combinado com gaseificação integrada)
IPCC	Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas
LCOE	Custo nivelado de energia elétrica
NETL	<i>National Energy Technology Laboratory</i>
NGCC	<i>Natural Gas Combied Cycle</i> (Ciclo combinado agás natural)
NZEC	<i>Near Zero Emissions Coal Project</i>
O&M	Operação e Manutenção
P&D	Pesquisa e Desenvolvimento
PC	<i>Pulverized Coal</i>
PFC	<i>Plant Facility Cost</i>
r	taxa de retorno esperado
TCR	<i>Total Capital Requirement</i>
TFC	Temperatura de fusão das cinzas
TPRI	Thermal Power Research Institute
TR	Transport Reactor
TVC	Temperatura de viscosidade crítica
VPL	Valor Presente Líquido
WGS	<i>Water-Gas-Shift</i>

1 Introdução

Os setores elétricos de muitas grandes economias se baseiam, até hoje, fortemente em energia elétrica gerada por termelétricas a carvão e emitem, assim, grandes volumes de dióxido de carbono (CO_2). A China, por exemplo, gera atualmente 80 % do total da sua energia elétrica à base do carvão, a Índia mais que dois terços, e a Alemanha e Estados Unidos aproximadamente a metade (IEA, 2008). O CO_2 é um dos principais causadores das mudanças climáticas globais, por isso, existe um esforço político global de reduzir essas emissões (IPCC, 2007, STERN, 2007). Porém, os agentes do setor elétrico hesitam em abrir mão do uso de carvão, pois ele representa uma fonte abundante e de baixo custo, que se encontra por grande parte localizada em regiões politicamente estáveis (WCI, 2005). Diante desse cenário, muitas economias apostam no desenvolvimento de tecnologias inovadoras de carvão que visam à redução de emissões de CO_2 , através do aumento de eficiência dos processos e da adição de sistemas de captura de armazenamento de carbono (*Carbon Capture and Storage* – CCS).

Especialmente o CCS é visto como solução para mitigar as emissões geradas pelo uso do carvão. Sistemas de CCS separam o CO_2 durante o processo de conversão do combustível, o comprimem e transportam para locais onde é armazenado de modo estável, por exemplo, em adequadas formações geológicas. Atualmente, tecnologias de captura e seqüestro já estão sendo aplicadas em diferentes indústrias (IPCC, 2005). Para aplicações em termelétricas, várias rotas se encontram em fase de desenvolvimento, contudo, até hoje, nenhuma delas está sendo aplicada em escala comercial.

A captura de carbono (CC) possui custos consideravelmente maiores do que o transporte e o seqüestro de carbono, como exposto mais detalhadamente no capítulo 6. Portanto, este trabalho se limita à análise da CC, incluindo a compressão do CO_2 a uma pressão apta para o transporte em carbodutos (tipicamente por volta de 14 MPa).

Sistemas CC, por serem processos energo-intensivos, sempre causam uma redução do rendimento termodinâmico de uma termelétrica. A ordem de grandeza dessa redução depende da tecnologia aplicada, que, por sua vez, depende do processo de conversão do combustível. Conforme vários estudos (IPCC, 2005), a aplicação de CCS em termelétricas convencionais de carvão causa uma redução maior que em diversos outros processos inovadores (IPCC, 2005). O ciclo combinado com gaseificação

integrada (*Integrated Gasification Combined Cycle* – IGCC), por exemplo, é um processo de conversão em que a remoção de CO₂ exige menos energia que em termelétricas convencionais. O IGCC combina duas tecnologias de ponta, a gaseificação de carvão, que transforma o carvão num gás de síntese, e a geração com ciclo combinado, que, entre as tecnologias atualmente disponíveis, apresenta o melhor rendimento combustível/eletricidade. Além da sua aptidão para a adição de sistemas de CCS, o IGCC apresenta outras vantagens como baixas emissões de compostos de enxôfre e mercúrio e maior flexibilidade em relação a insumos e produtos do processo (LIU *et al.*, 2010a, IPCC, 2005). Apesar dessas vantagens, plantas IGCC ainda não se estabeleceram em grande escala no mercado. Os obstáculos mais críticos para sua comercialização incluem o alto custo da tecnologia, a menor confiabilidade, o longo tempo de construção e a falta de experiência de operação.

Termelétricas possuem uma vida operacional de mais de 40 anos (SEKAR *et al.*, 2006). Isto significa que plantas que são construídas hoje contribuirão para as emissões de poluentes atmosféricos de impacto global por muito tempo. O adiamento da introdução de novas tecnologias com CCS tem, assim, efeitos elevados sobre futuro perfil de emissão de uma matriz elétrica. O Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (IPCC) elaborou vários cenários com respeito à evolução da concentração de CO₂ na atmosfera e ao seu efeito sobre o aquecimento do clima. No seu quarto relatório de avaliação (IPCC, 2007) foi indicado que, para que o aquecimento não ultrapasse 2°C, as concentrações de CO₂ na atmosfera deveriam se estabelecer entre 450 – 400 ppm, e o pico de emissões deveria ocorrer entre 2000 e 2020. Para poder manter as emissões nesses limites, a introdução de plantas a carvão com CCS deveria ocorrer dentro da próxima década.

O presente trabalho se propõe a analisar a maturidade do IGCC com CC, a fim de averiguar se essa rota possui realmente o potencial de ser instalado em grande escala no curto prazo e, assim, garantir a possibilidade de utilizar o carvão para geração de eletricidade, sem comprometer o esforço de reduzir as emissões de CO₂. A análise se compõe de cinco passos, pelos quais é examinada a viabilidade técnica e econômica da rota tecnológica. O foco da análise da viabilidade técnica se concentra fortemente no processo de gaseificação, sendo que esse passo é o mais crítico para o funcionamento da planta.

Inicialmente (capítulo 2) é tratado o *status quo* da tecnologia IGCC. Foram indicadas as plantas existentes e planejadas que aplicam o IGCC sem e com CCS, e o esforço de pesquisa e desenvolvimento (P & D) que está sendo gasto nessa rota. No segundo passo (capítulo 3) são observadas as características de diferentes combustíveis e sua aptidão para serem utilizados na gaseificação. Essa análise foi considerada importante, pois a flexibilidade de insumos é amiúde indicada como vantagem de plantas IGCC em relação a plantas convencionais a carvão. Nessa seção visa-se a fornecer as informações técnicas necessárias para compreender possibilidades e barreiras de aplicações multi-insumo.

Em seguida, no capítulo 4, o atual estado-da-arte da gaseificação é analisado. São apresentados os fundamentos técnicos do processo, as diferentes tecnologias disponíveis, suas características e suas participações de mercado. No capítulo 5 são estudadas as implicações da integração da gaseificação em plantas com e sem CC. As unidades de combustão e captura de carbono possuem uma série de exigências em relação à qualidade do gás de síntese e influenciam, assim, a escolha da tecnologia de gaseificação e dos insumos aplicáveis. Junto às informações do capítulo 4, é elaborada uma matriz de características que permite tirar conclusões preliminares sobre a aptidão das diferentes tipos de gaseificação em plantas IGCC com CC.

O capítulo 6 é dedicado à simulação e análise de custos de plantas IGCC com CCS. Como existe muito pouca experiência comercial em relação a plantas IGCC e plantas CC, foi inicialmente estudada a estrutura e confiabilidade de estimativas de custos. Em seguida foi feita uma revisão de literatura em relação a estimativas de custos de plantas IGCC e PC, com e sem CC, traçando o desenvolvimento da competitividade de IGCC com CC durante a última década. Os custos relatados na literatura foram comparados com custos que foram anunciados para projetos reais, a fim de comparar projeções de custos teóricos e reais. A influência dos pressupostos relacionados ao risco tecnológico e ao financiamento do projeto foi analisada através de uma simulação e previsões de aprendizado e inovação foram analisadas.

O resultado das análises deste trabalho é resumido no capítulo 7, que visa a responder, dentro de suas limitações, se o IGCC com CC possui o potencial de ser instalado em grande escala no curto prazo e indica propostas para futuros estudos.

2 O Estado da Arte do IGCC

2.1 Descrição do Processo IGCC com Captura de Carbono

O Ciclo Combinado com Gaseificação Integrada (Integrated Gasification Combined Cycle – IGCC) vem se desenvolvendo a partir da combinação de duas tecnologias: a geração de energia em ciclo combinado e a gaseificação de combustíveis sólidos ou líquidos. A geração em ciclo combinado (veja Figura 2-1) se destaca por sua alta eficiência. Enquanto a eficiência nominal de uma termelétrica a gás em ciclo simples atinge de 33% a 42%, na geração em ciclo combinado se alcançam eficiências nominais de 59 %, se referindo ao poder calorífico inferior (DOLEZAL 2001).

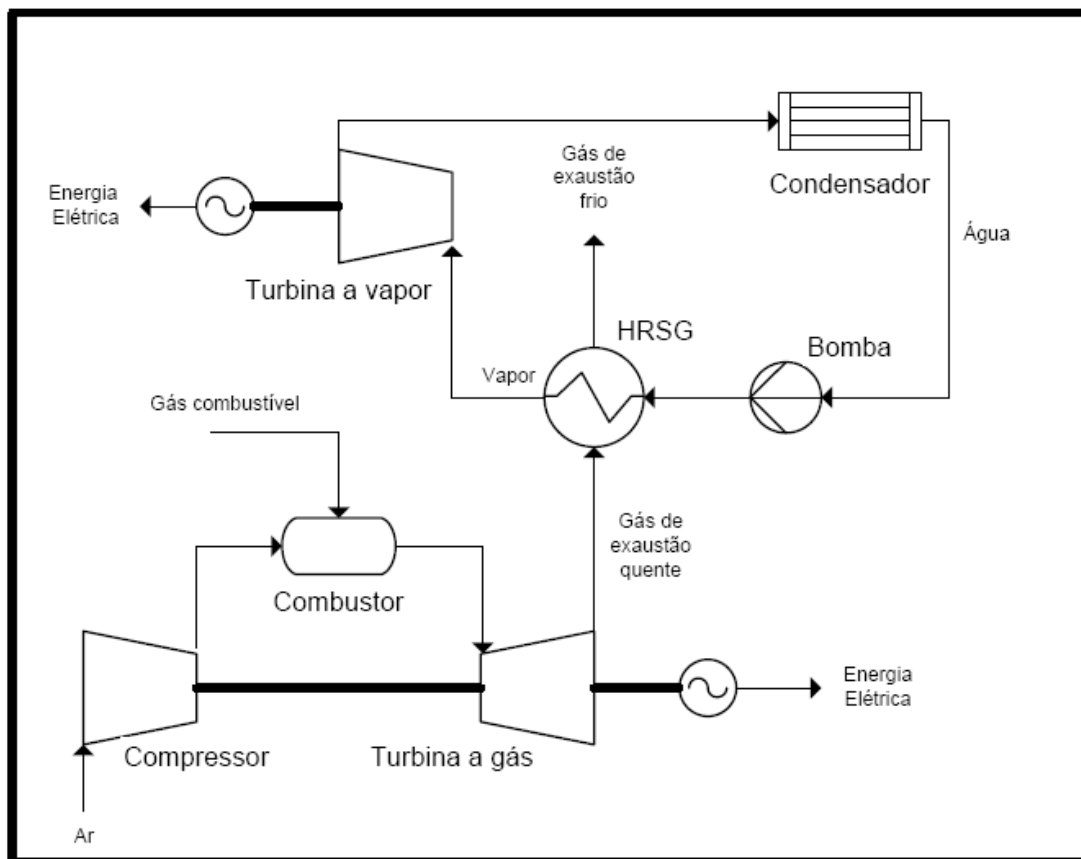


Figura 2-1: Esquema de uma planta em ciclo combinado

Durante os anos 90, o número das usinas elétricas de gás natural em ciclo combinado instaladas aumentou significativamente. Usinas a gás, até então operando em ciclo simples, atendiam normalmente somente a demanda de carga de pico, sendo que

elas possuíam custo de investimento baixo e, devido ao preço do gás natural, alto custo de operação (DOLEZAL, 2001). Usinas em ciclo combinado, graças à maior eficiência termodinâmica, conseguem também ser competitivas no atendimento de carga de base e semi-base. Porém, o custo de combustível é volátil e tende a subir (MATHIAS, 2008). Sendo assim, em regiões onde não existem reservas abundantes de gás natural, os países procuram controlar o aumento da geração elétrica do gás natural, ou seja, controlar a dependência político-econômica das regiões produtoras de gás natural (MOREIRA *et al.*, 2008).

A gaseificação do carvão oferece a possibilidade de aproveitamento da alta eficiência da tecnologia do ciclo combinado e ao mesmo tempo utilizar um combustível com reservas consideráveis nos principais mercados consumidores, de preço baixo e estável¹. Ademais, a gaseificação não se restringe à utilização do carvão, mas se aplica a vários outros combustíveis sólidos e líquidos de baixo valor tais como biomassa, coque de petróleo e outros resíduos de refinaria. Vale notar que o insumo influencia significativamente o desempenho do processo de gaseificação, tal como a composição e o poder calorífico do respectivo gás de síntese (esta questão será discutida mais detalhadamente nos capítulos 3 e 4).

A Figura 2-2 apresenta o esquema de uma planta típica de IGCC a carvão. O carvão é alimentado no gaseificador onde é parcialmente oxidado a temperaturas de até 1500°C e sob pressões de até 80 bar (MAURSTAD, 2005). A maioria das plantas instaladas utiliza oxigênio como oxidante, o que leva à necessidade de adição de uma unidade de separação de ar (Air Separation Unit – ASU). As unidades de processos marcadas na figura indicam as instalações que pertencem à gaseificação e purificação do gás de síntese. Esse esquema destaca o quanto a complexidade de uma planta em ciclo combinado aumenta, quando é acrescentada uma unidade de gaseificação.

¹ Por exemplo, na Alemanha, que é um maiores importadores de carvão, o preço de carvões importados para fins energéticos sofreu um aumento máximo de 96 % entre outubro 1998 to dezembro 2005. O preço de gás importado apresentou entre abril 1999 e maio 2006 aumentos de até 317% e petróleo cru importado entre dezembro 1998 e agosto 2006 aumentos de até 541 % (THIELEMANN *et al.*, 2007).

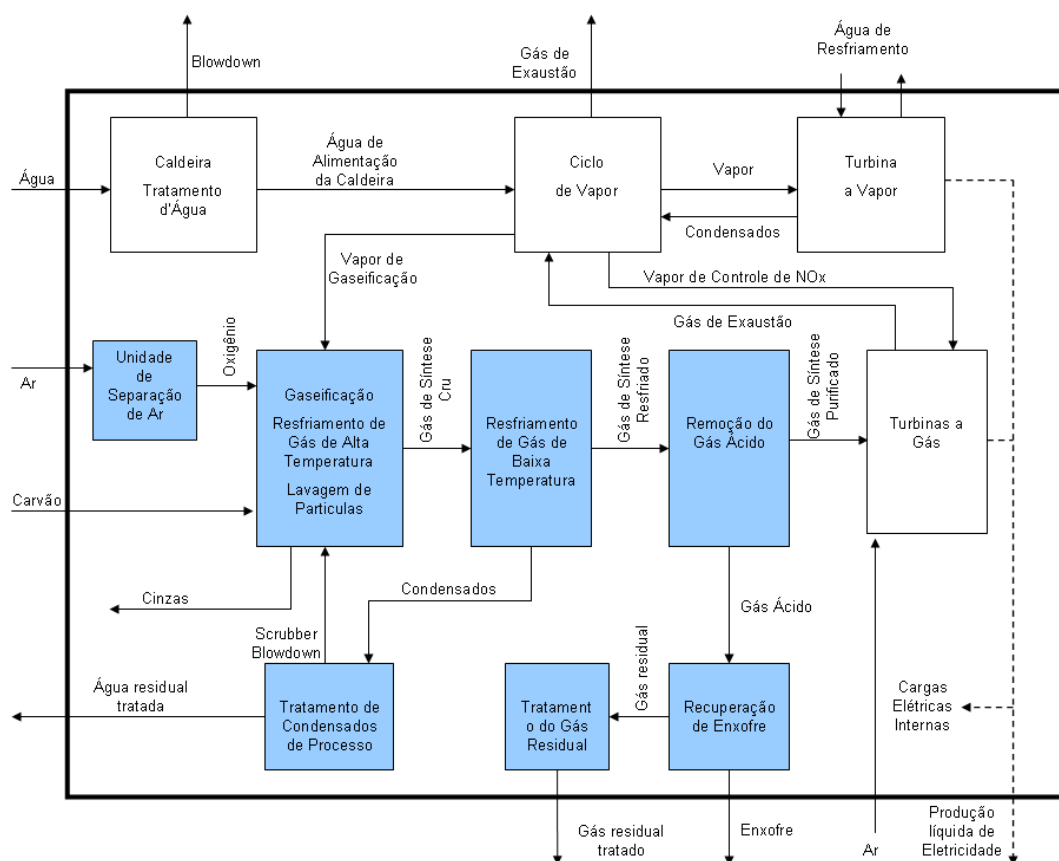


Figura 2-2: Esquema de uma planta IGCC, Fonte: Elaboração própria com base em RUBIN et al. (2007a)

Em plantas de porte industrial foram atingidas eficiências nominais de 1ª Lei de até 40 % (MAURSTAD, 2005). A perda de eficiência em relação a plantas de ciclo combinado a gás natural (*Natural Gas Combined Cycle* – NGCC) explica-se pelo consumo interno de energia no processo de gaseificação:

- Para atingir as temperaturas de gaseificação, o combustível é parcialmente queimado, o que significa que energia química é convertida em energia térmica. A relação entre a energia química da corrente de gás de síntese e a energia química da corrente do combustível atinge tipicamente valores entre 0,7 e 0,8. Essa relação é chamada *cold gas efficiency* e representa uma das propriedades mais importantes na avaliação de um processo de gaseificação.
- Em gaseificadores alimentados por oxigênio encontra-se uma fonte adicional de perda de eficiência, pois a produção de oxigênio necessita de trabalho de compressão auxiliar.
- Por último, turbinas a gás operando com gás de síntese podem ser menos eficientes por causa de restrições em relação a temperaturas de operação.

Esses pontos serão discutidos mais detalhadamente nos capítulos 4 e 5. Devido à sua complexidade, IGCC não se mostra competitivo em custos com alternativas de geração convencional a carvão ou a gás natural (SEKAR *et al.*, 2006, RUBIN *et al.* 2007b). O atual interesse em IGCC aumenta, porém, por causa da sua maior aptidão para adicionar sistemas de captura e seqüestro de carbono (*Carbon Capture and Storage* – CCS), e, assim, reduzir as emissões de gases de efeito estufa em mais de 90 % (IPCC, 2005). Para realizar a captura de carbono em termelétricas precisa-se de instalações de separação de gás, que provocam um aumento dos custos e do consumo interno de energia da planta. Conforme vários estudos (colecionados em KATZER *et al.*, 2007 e IPCC, 2005), a captura de CO₂ em sistemas de IGCC mostra-se menos dispendiosa que em outros sistemas de geração a carvão. Isto se deve à possibilidade de remover CO₂ antes da combustão, ou seja, da corrente do gás de síntese ao invés da corrente de exaustão (veja Figura 2-3). A vantagem disso se encontra no fato de a corrente de gás de síntese possuir um volume muito menor e apresentar concentrações de CO₂ (ou pressões parciais de CO₂) mais altas do que as de uma corrente de exaustão de sistemas de combustão convencional. O aumento do custo e consumo interno de energia devido à captura de carbono em plantas de IGCC é, por isso, menor do que em plantas que utilizam soluções pos-combustão.

Como a captura de carbono é menos dispendiosa em plantas IGCC, essas plantas, também, são as mais propensas para o *retrofitting*. Sob o *retrofitting* entende-se a adição de um sistema de captura de carbono a uma planta já existente. O tempo de vida típico de uma termelétrica a carvão é de 30 a 50 anos (RUETHER *et al.*, 2004). Por isso, no planejamento de uma planta, é preciso não somente avaliar a atual situação econômica e regulatória, mas também considerar seu desenvolvimento no futuro. Levando em consideração a probabilidade de as metas de emissão de CO₂ se tornarem mais e mais rígidas, a construção de plantas IGCC pode, então, ser interessante, mesmo que, na situação atual, outra tecnologia seja mais competitiva.

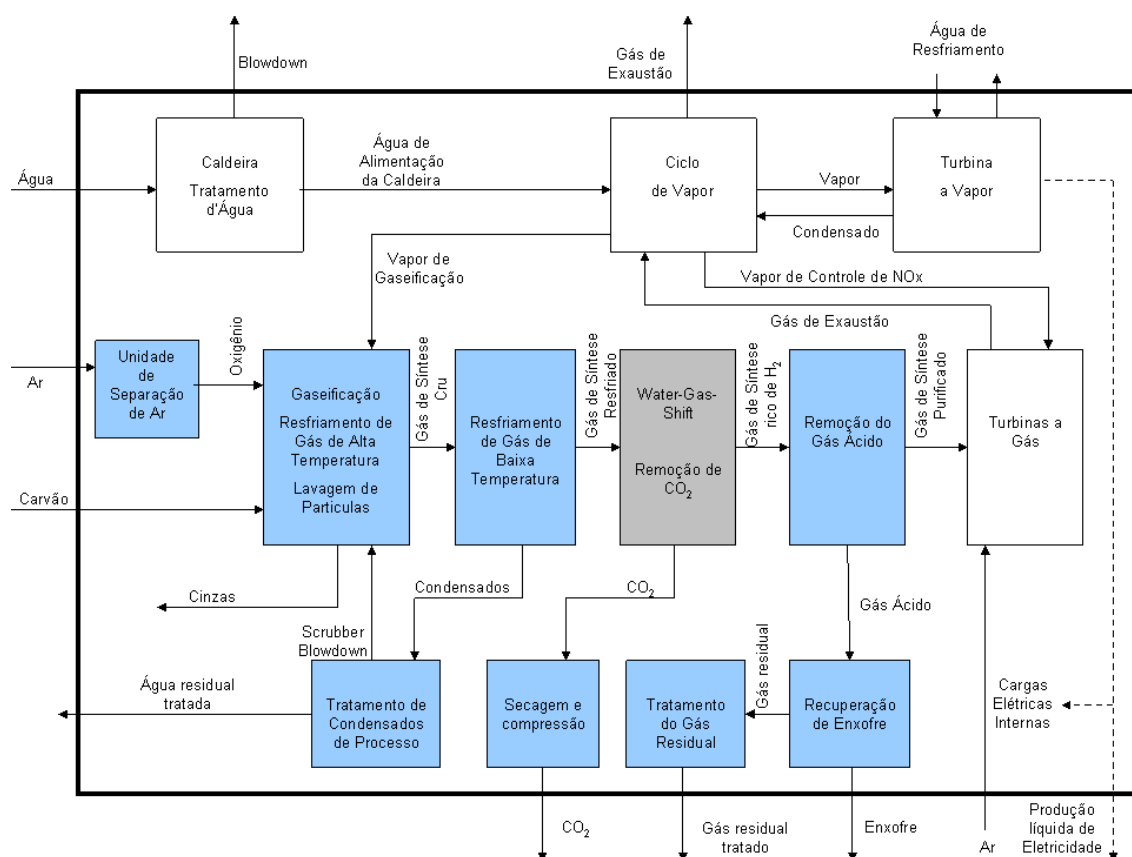


Figura 2-3: Esquema de uma planta IGCC com CCS, Fonte: Elaboração própria com base em RUBIN *et al.* (2007a)

2.2 Instalações de IGCC no mundo

Nessa seção, será identificado em que porte a tecnologia IGCC e IGCC com CCS já é aplicada no setor elétrico e qual o desenvolvimento esperado durante os próximos anos. Note-se que, conforme uma base de dados selecionada pelo *National Energy Technology Laboratory* (NETL) (DOE/NETL, 2007a), as primeiras experiências relevantes de gaseificação no setor elétrico foram feitas já na década de 60 com plantas que processavam biomassa, resíduos municipais e resíduos de petróleo. Essas plantas, porém, ainda não operavam em ciclo combinado. Plantas de gaseificação operando em ciclo combinado foram introduzidas a partir do início dos anos 90.

2.2.1 Plantas existentes

Nesta seção, serão apresentadas as plantas IGCC que se encontram atualmente em operação, indicando o ofertante do gaseificador, insumos, o início de operação e a capacidade elétrica. Para perquirir melhor as diferenças regionais no desenvolvimento da tecnologia, as plantas são apresentadas em três tabelas que separam os projetos pelas

regiões Europa, América e Ásia/Pacífico. Nota-se que nestas tabelas são citadas somente as plantas que são indicadas na base de dados da NETL (DOE/NETL2007b), pois essa base de dados possui um filtro rígido em relação à relevância dos respectivos projetos. Em diferentes fontes encontram-se indicações de diversos outros projetos (MINCHENER, 2005, POWERCLEAN, 2004). Esses projetos, porém, ou nunca alcançaram a operação estável, já foram abandonados ou não possuem um porte relevante. Plantas que estão na base de dados do NETL, mas encerraram a operação por inviabilidade econômica ou geram energia através de outras tecnologias que em Ciclo Combinado (por exemplo, motor a gás), não foram incluídas aqui.

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	Insumo	MW _e *
Värnamo IGCC Demonstration Plant	Suécia	FW PCFBG	1993	Biomassa/Resíduos	10
Buggenum IGCC Plant	Holanda	Shell	1994	Carvão	250
Vresova IGCC Plant	Republica Tcheca	Sasol Lurgi Dry Ash	1996	Carvão	350
Puertollano IGCC Plant	Espanha	PRENFLO	1997	Carvão	330
Pernis Shell IGCC/Hydrogen	Holanda	Shell	1997	Resíduos de visco-redução	110
ISAB Energy IGCC Project	Itália	GE	1999	Asfalto	510
SARLUX IGCC Project	Itália	GE	2000	Resíduos de visco-redução	550
api Energia S.p.A. IGCC Plant	Itália	GE	2001	Resíduos de visco-redução	290
AGIP Raffinazione S.p.A.	Itália	Shell	2006	Resíduos de Refino	250
Thermoselece Vresova	Republica Tcheca	Siemens SFG	2007	Carvão	60
Sulcis IGCC Project	Itália	Shell	2009	Carvão	520

*MW_e indica a capacidade de energia elétrica instalada, se diferenciando da medida MW_t que indica a capacidade térmica, isto é a capacidade de energia que é introduzido no sistema pelo combustível

Tabela 2-1: Plantas IGCC na Europa. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

Na **Europa** existe uma ampla diversidade em relação a ofertantes, tecnologias de gaseificação e materiais processados. O NETL (2007b) indica onze plantas que se encontram em operação ou estado avançado de construção, somando uma capacidade instalada de mais de 3200 MW_e. Cinco delas utilizam carvão como combustível, contabilizando mais de 1500 MW_e, ou seja, mais de 47 %. A Shell instalou um

gaseificador de carvão na planta de Buggenum (Holanda, 1994), a Prenflo² na planta de Puertollano (Espanha, 1997). Em Vresova (Republica Tcheca, 1996 e 2007) operam um gaseificador da Lurgi e um da Siemens e para a planta Sulcis foi projetado outro gaseificador da Shell (Itália 2009). A utilização da tecnologia IGCC à base de resíduos de refinarias de petróleo ultrapassa a capacidade que é gerada à base de carvão. Existem atualmente seis plantas de gaseificação de resíduos de petróleo, produzindo 1700 MW_e, ou, 53 % da capacidade total da Europa. A refinaria Pernis opera com um gaseificador da Shell (Holanda 1997). A Itália se destaca na área, possuindo quatro projetos de gaseificação de petróleo. Três dessas plantas, a ISAB (1999), Sarlux (2000) e API (2001), operam com gaseificadores da General Electric³ (GE). A Agip Raffinazione (2006) instalou um gaseificador da Shell.

A única planta IGCC que opera com biomassa e resíduos municipais é uma planta da Foster Wheeler PCFBG, que foi instalada em Värnamo, Suécia, em 1993. Note-se que existem diversas plantas de gaseificação de biomassa e resíduos na Europa. Como esses combustíveis apresentam mais dificuldades técnicas que a gaseificação de combustíveis fósseis, as plantas instaladas possuem um porte menor e o gás produzido geralmente é usado em co-combustão em caldeiras de carvão ou em motores a gás.

Em suma, as empresas mais representadas no mercado europeu são a Lurgi, a Shell e a GE. Atualmente, essas empresas operam exclusivamente plantas a carvão ou petróleo. A Lurgi desenvolveu também gaseificadores para processar resíduos e biomassa. Por inviabilidade econômica, nenhuma planta a base destes combustíveis encontra-se atualmente em operação (veja mais em capítulo 4.2).

A gaseificação nos EUA se concentra no processamento de carvão e coque de petróleo. Durante a última década, havia desenvolvimento menos forte que na Europa, especialmente com respeito à gaseificação de resíduos de refinaria. Atualmente, encontram-se quatro plantas em operação, somando aproximadamente 700 MW_e (veja Tabela 2-2). Mais que 60 % dessa capacidade são gerados por gaseificadores da GE. O gaseificador E-Gas da Conocco-Phillips é responsável pelo restante. A Shell não entrou

² A tecnologia de gaseificação da Prenflo foi adotada pela Shell. Os gaseificadores que atualmente são vendidos pela Shell correspondem a deste tipo de gaseificador.

³ O gaseificador da GE corresponde ao tipo antigamente desenvolvido e comercializado pela Texaco.

no mercado norte-americano. Projetos para a gaseificação de biomassa não foram registrados na base de dados do NETL (DOE/NETL 2007b).

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	Insumo	MW e
Wabash River	EUA	E-GAS	1995	Carvão/ Coque de Petróleo	260
El Dorado Gasification Power Plant	EUA	GE	1996	Coque de Petróleo	35
Polk County IGCC Project	EUA	GE	1996	Carvão	250
Delaware City Refinery	EUA	GE	2002	Coque de Petróleo	160

Tabela 2-2: Plantas IGCC na América do Norte. Fonte: Elaboração própria com base em NETL DOE/NETL (2007b)

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	Insumo	MW e
Chawan IGCC Plant	Singapura	GE	2001	Alcatrão	170
Sanghi IGCC Plant	Índia	GTI U-GAS	2002	Carvão	50
Negishi IGCC	Japão	GE	2003	Asfalto	340
Nakoso IGCC	Japão	MHI	2007	Carvão	250
Fujian Petrochemical	China	Shell	2009	Resíduos de Refinaria	250

Tabela 2-3: Plantas IGCC na Ásia e Região do Pacífico. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

Na Ásia, como indicado na Tabela 2-3, a introdução da tecnologia IGCC se iniciou somente a partir do ano 2000. Foram instaladas plantas na Índia, em Singapura, no Japão e na China que processam diversos resíduos de petróleo e carvão. Como nos EUA, projetos de IGCC para o processamento de biomassa ou resíduos municipais não foram registrados. A empresa com maior participação de mercado é a GE. Ademais, encontram-se em operação um gaseificador da GTI U-GAS, um da Mitsubishi Heavy Industries (MHI) e um da Shell.

2.2.2 Projetos em planejamento

Foram consultadas três bases de dados em relação a plantas de IGCC planejadas, a base de dados do NETL (DOE/NETL 2007b), a base de dados sobre Captura e

Armazenamento de Carbono do *Massachusetts Institute of Technology* (MIT, 2009) e as plantas listadas numa recente publicação da Agência Internacional de Energia (OECD/IEA, 2008). A atualidade desses projetos foi averiguada por pesquisa de notícias atuais dos respectivos projetos e informações foram atualizadas ou acrescentadas em alguns casos.

As informações sobre projetos na Europa são indicadas em Tabela 2-4. Existem relativamente poucos projetos, que se encontram ainda em fase inicial de planejamento. Três dos cinco projetos são localizados no Reino Unido (RU), um na Alemanha e um na Holanda. O início das plantas está planejado para o período entre 2013 e 2015. Em três projetos, ainda não foi definido qual tipo de gaseificador será aplicado. Nos projetos, nos quais o tipo de gaseificador já foi definido, optou-se pelo gaseificador da Shell. A instalação de um sistema de captura e estocagem de carbono é planejada para todas as plantas, mas, somente a planta planejada na Alemanha especificou quando o sistema de CCS será adicionado.

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	CCS	Insumo	MW e
Coastal Energy	RU		2013	Sim	Carvão Coque de Petróleo	800
RWE Goldenbergwerk	Alemanha	Não definido	2015	Sim (2020)	Carvão	450
Nuon Magnum	Holanda	Shell	2015	Sim	Vários	1200
Powerfuel Hatfield	RU	Shell	não definido	Sim	Carvão	900
E.ON Killingholme	RU		em espera	Sim	Carvão	450

Tabela 2-4: Plantas IGCC em Planejamento na Europa. Fonte: Fonte: Elaboração própria com base em MIT (2009) e DOE/NETL (2007b)

O mercado norte-americano, diferentemente do mercado europeu, apresenta mais ações para a promoção do IGCC. Na Tabela 2-5 são indicados os projetos que serão realizados durante os próximos anos. Dos doze projetos planejados, dez são localizados nos EUA e somente dois no Canadá. O início de operação do primeiro projeto é indicado para o ano 2011. Nota-se que não haverá um movimento relevante em relação à participação de mercado dos ofertantes. A GE manterá a sua posição líder,

seguida pela ConocoPhillips. Porém, entrarão com a Siemens e a MHI também empresas estrangeiras no mercado americano. O projeto FutureGen merece atenção especial entre os mencionados, sendo que este projeto provém de uma iniciativa do governo dos EUA para promover a demonstração da tecnologia IGCC. Objetivos, barreiras e estado deste projeto são apresentados mais detalhadamente na seção 2.3. Para os projetos cujo início de operação é previsto até o ano 2013 (excluindo as plantas cujo início de operação é indicado com “a partir de”), a adição de um sistema de CCS não é planejada, mas somente anunciada como opção no futuro.

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	CCS	Insumo	MW e
Edwardsport IGCC	EUA	GE	2011	Não	Carvão	630
Taylorville Energy Center	EUA	GE	A partir de 2012	Sim	Carvão	630
Appalachian Power	EUA	GE	A partir de 2012	Sim	Carvão	630
Lima Energy IGCC Plant	EUA	E-GAS	2013	Não	Coque de Petróleo	540
Mesaba Energy Project	EUA	E-GAS	2013	Não	Carvão	600
Polk County IGCC Expansion	EUA	GE	2013	Não	Carvão	630
Wallula Energy Resource Center	EUA	MHI	2013	Sim	Carvão	600-700
Summit Power Group	EUA	Siemens	2014	Sim	Carvão	245
Hydrogen Energy California	EUA	GE	2015	Sim	Coque de Petróleo	500
EPCOR	Canadá	Siemens	2015	Sim	Carvão	500
Polygen Project	Canadá			Sim	Carvão / Coque de Petróleo	100
FutureGen	EUA		Em re-estruturação	Sim	Carvão	275

Tabela 2-5: Plantas IGCC em Planejamento na América do Norte. Fonte: Elaboração própria com base em MIT (2009) e DOE/NETL (2007b)

Na Ásia e Austrália há atualmente quatro projetos em planejamento, dos quais dois são situados na China e dois na Austrália. Percebe-se um forte envolvimento

governamental nos projetos da região. O projeto GreenGen foi autorizado pelo Ministério de Ciência e Tecnologia da China (Ministry of Science and Technology of the Peoples Republic of China – MOST) como programa de pesquisa científica chave no décimo-primeiro período dos planos quinquenais e obtém apoio financeiro do governo (LIU *et al.*, 2007). O projeto ZeroGen foi estabelecido pelo governo de Queensland para facilitar o desenvolvimento de tecnologias de carvão de emissão zero. O escopo do suporte governamental aos respectivos projetos será apresentado mais detalhadamente seção subsequente. A instalação de um sistema de CCS é prevista para todos os projetos.

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	CCS	Insumo	MW e
GreenGen	China	TPRI	2009	Sim (2015)	Carvão	250 (2009) 800 (2015)
NZEC	China	Não definido	2014	Sim	Carvão	Não definido
Hydrogen Energy Kwinana	Austrália	GE	-	Sim	Carvão	500
ZeroGen	Austrália	MHI	2015	Sim (2017)	Carvão	530

Tabela 2-6: Plantas IGCC em Planejamento na Ásia e Região do Pacífico. Fonte: Elaboração própria com base em MIT (2009) e DOE/NETL (2007b)

Em suma espera-se o início de operação de 21 plantas. A maioria desses projetos anunciou o início de operação até o ano 2015. Em quase todos os projetos é previsto a realização de um sistema de CCS, com exceção de algumas plantas norte-americanas cujo início de operação é previsto para um prazo menor (até 2013). Tendo dez projetos em andamento, os Estados Unidos se destacam como maior ator em relação à introdução da tecnologia IGCC. Percebem-se como agentes mais ativos o Reino Unido na Europa e a China na Ásia. Vale mencionar que, em todas as regiões, as plantas se concentrarão mais na gaseificação de carvão. Resíduos de refino e Biomassa possuem pouca relevância nos projetos anunciados.

2.3 Expectativas e Investimentos em P&D

Nessa seção são abordadas as projeções para o futuro papel do carvão na matriz elétrica global e os esforços de P&D para IGCC com CCS nas regiões que são os principais consumidores de carvão.

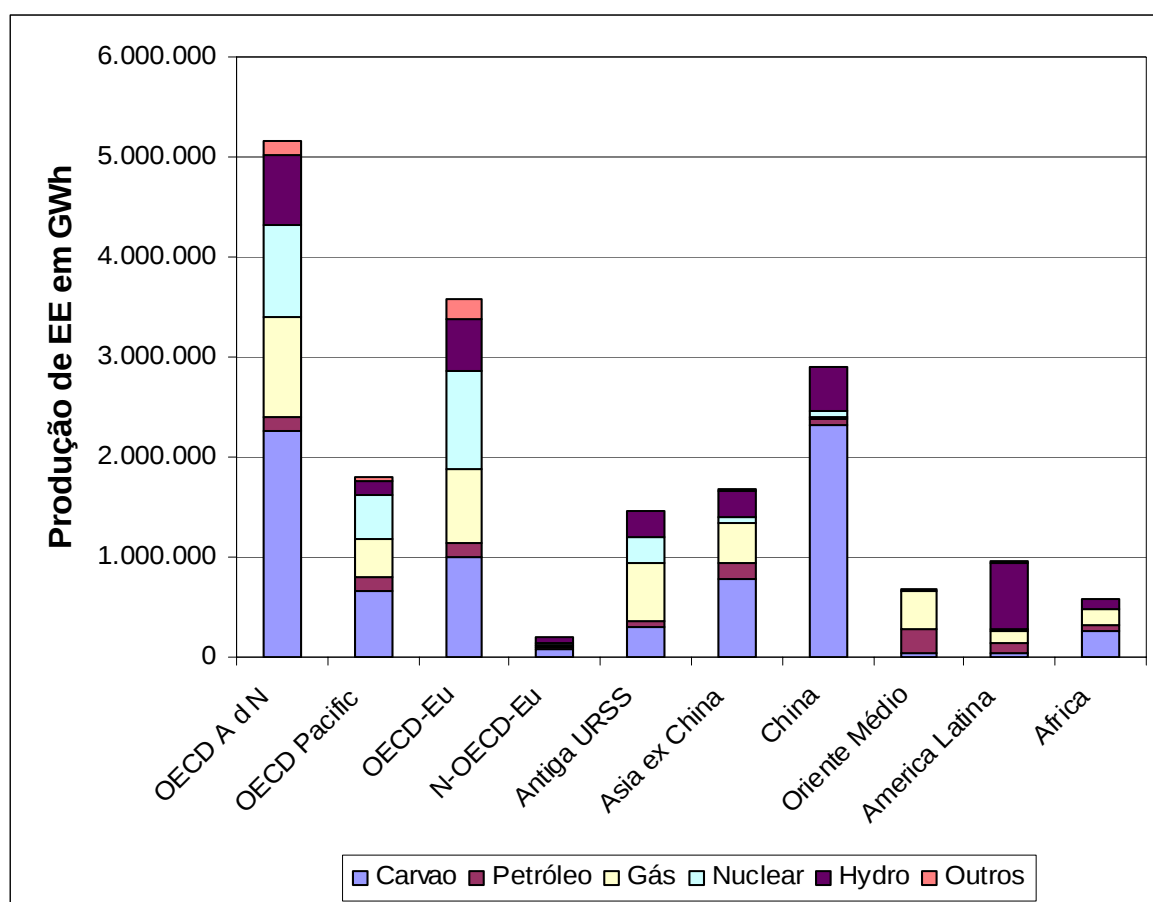


Figura 2-4: Participação de Diferentes Fontes Primárias na Produção de Energia Elétrica por Região em 2007. Fonte: IEA (2009a)

Como pode ser observado em Figura 2-4, os países OECD da América do Norte e a China se destacam por sua alta participação de carvão na matriz elétrica. Nos EUA, termelétricas a carvão geram aproximadamente a metade da energia elétrica e um terço do total de emissões de CO₂ e na China, aproximadamente 80 %. Assim, a essa seção se concentra na análise da situação de das ações em relação à introdução de IGCC sem/com CCS nessas duas regiões. Conforme projeções da EIA (2009), a geração a carvão aumentará por 6,2 mil TWh, de 7,4 mil TWh em 2006 para 13, 6 mil TWh em 2030, o que resulta num aumento da capacidade instalada de quase 1000 GW, contando com um fator de capacidade médio de 85%.

2.3.1 A China - Líder no P&D

O projeto mais avançado de uma planta IGCC com CCS é representado pelo projeto GreenGen, situado na China. Na China, a demanda por eletricidade aumentou drasticamente durante os últimos anos devido ao forte crescimento econômico (entre

2002 e 2007 na média de 14,2%). No final do ano 2006, a participação de usinas térmicas na capacidade instalada (622 GW) era de 78 %, a participação de usinas hidrelétricas de 21 % e a participação de usinas nucleares e eólicas de 2% (GERMANY TRADE AND INVEST, 2008). Conforme a IEA (2008), a geração elétrica na China aumentará a 1259 GW em 2030.

A China ainda não possui obrigações de reduções de emissões de GEE no palco internacional, portanto não introduziu um sistema nacional de reduções de emissões. Porém, trabalhos de P & D relacionados a tecnologias de CCS, e, em especial, à tecnologia IGCC fazem parte dos planos quinquenais desde 1991 (LIU *et al.*, 2008):

- Programa nacional de pesquisa e desenvolvimento de tecnologias chave no oitavo plano quinquenal: estudo de exeqüibilidade sobre as tecnologias de uma planta IGCC de demonstração
- Programa nacional de pesquisa e desenvolvimento de tecnologias chave no nono plano quinquenal: estudo das tecnologias chave para plantas IGCC
- Projeto nacional “863” no décimo plano quinquenal: projeto, integração e características dinâmicas de plantas IGCC
- Projeto nacional “973” no décimo plano quinquenal: pesquisas básicas em relação a aplicações de poligeração de gás de síntese oriundo da combinação de gás de carvão gaseificado e pirolisado.
- Projeto nacional “863” no 11º plano quinquenal: *engineering* de uma planta de demonstração de poligeração baseada em gaseificação de carvão

Como resultado desse esforço, a China pode atualmente projetar plantas IGCC independentemente, se baseando em tecnologias desenvolvidas no país. A primeira planta IGCC a ser introduzida é o projeto GreenGen, que se propõe a instalação de uma planta IGCC com uma capacidade de 250 MW_{el} com um gaseificador com uma capacidade de 2000 t/d até o ano 2011. Até o ano 2016, o projeto será ampliado até uma capacidade de 400 MW_{el} e um sistema de CCS será adicionado. O projeto implementa uma nova tecnologia de gaseificação, um gaseificador que foi desenvolvido pelo

Thermal Power Research Institute⁴ (TPRI). O projeto GreenGen mantém cooperações com o Near Zero Emissions Coal Project (NSEC) e o FutureGen Project (veja próxima seção). O NSEC provém de uma cooperação entre a União Européia, o Reino Unido e a China para promover termelétricas a carvão com captura de carbono.

O projeto GreenGen se iniciou no ano 2004 pelo Grupo China Huaneng— uma empresa estatal, que representa a maior empresa de geração de energia elétrica da China. A corporação GreenGen é um *joint venture* dos 5 maiores companhias de energia elétrica, duas maiores empresas de carvão da China e uma grande companhia de desenvolvimento e investimento⁵. Esses cinco maiores operadores de usinas elétricas são responsáveis por 80 % da energia elétrica gerada na China (GERMANY TRADE AND INVEST, 2008).

Existe, também, uma parceria com agentes da União Européia, incentivando a implementação de sistemas de captura de carbono. O projeto COACH - COoperation Action within CCS China -EU visa a introdução de uma ampla cooperação entre a UE e China para o CCS, com foco na gaseificação de carvão para esquemas adequadas de poligeração com captura de carbono e na identificação de capacidades de armazenamento geológico de CO₂ confiáveis.

2.3.2 Os EUA

Nos EUA, termelétricas a carvão geram aproximadamente a metade da energia elétrica e um terço do total de emissões de CO₂. O aumento da capacidade instalada é muito menor que na China. O acréscimo esperado de plantas a carvão é de 785,3 GW em 2007 a 842,1 GW em 2035, ou seja uma adição de 56,8 GW até 2035 (EIA, 2010).

⁴ O TPRI é uma organização de pesquisa que atua no campo de engenharia de geração termelétrica. A organização, por muito tempo, foi gerenciada por diferentes ministérios do governo da China e, agora, é controlada pelas cinco maiores empresas chinesas de geração de energia elétrica, que foram criadas após a reforma do setor elétrico chinês em 2002.

⁵ A China Huaneng Group (CHNG), a China Datang Corporation, a China Huadian Corporation, a China Guodian Corporation, a China Power Investment Corporation, a Shen Hua Group, a China National Coal Group e a State Development and Investment Corporation. CHNG é o maior *shareholder* com 51% do investimento total, e as outras sete companhias possuem 7 % cada uma. Espera-se a entrada da Peabody Energy, a maior companhia privada de carvão no mundo como nono membro do consórcio.

Mesmo que ainda não exista uma regulação de redução de GEE⁶ que cubra o país inteiro, o país já implementou diferentes políticas para reduzir emissões oriundas das termelétricas a carvão e melhorar sua eficiência, entre as quais se encontram iniciativas especialmente focadas em IGCC com CCS.

O incentivo político mais relevante que foi aplicado a partir do início da década de 2000 foi a *Clean Coal Power Initiative* (CCPI). O programa garante o co-financiamento para a demonstração de tecnologias promissoras em condições suficientemente próximas às das condições comerciais, para determinar seus potenciais no mercado. No início, como se verificou na primeira solicitação emitida em 2002 (DOE/NETL, 2002a), o programa focou principalmente em tecnologias de redução de emissões de poluentes como compostos de enxofre, nitrogênio, mercúrio e material particulado. A partir da segunda solicitação de projetos, em 2004, o CCPI começou a se concentrar também em tecnologias de mitigação de emissões de CO₂ (DOE/NETL, 2004a), se integrando ao projeto FutureGen. FutureGen é um projeto que foi iniciado em 2003 pelo *Department of Energy* (DOE), que se propôs instalar uma planta IGCC a carvão com CCS em escala comercial. Na segunda solicitação da CCPI foram, então, incentivados projetos para servir como base técnica para o projeto FutureGen, especialmente projetos que visavam avanços na tecnologia de gaseificação em termos de eficiência, flexibilidade de combustível e confiabilidade. Na terceira solicitação (DOE 2008a), o CCPI alterou seu foco. Foram solicitados projetos que visavam à implementação de CCS em todos os tipos de plantas a carvão. Porém, diferente do

⁶ Como os EUA se recusaram, sob o governo dos Republicanos de 2001 a 2009, a intruzir políticas restrictivas para redução de emissões de GEE, ainda não existe alguma regulação de emissões de CO₂ que abranja o país inteiro. Porém, existem várias iniciativas voluntárias de estados ou organizações não-governamentais. A *Regional Greenhouse Gas Initiative* (RGGI), por exemplo, é um esforço cooperativo dos estados do nordeste e “mid-atlantic” de limitar emissões de GEE. Outros programas com propostas similares são a *Western Climate Initiative* (WCI), criado por sete estados americanos da costa oeste e três províncias canadenses, e o *Midwestern Greenhouse Gas Accord*, que é um acordo entre seis governos do centro-oeste e de uma província do Canadá. O sistema mais antigo de Cap-and-Trade nos EUA é uma iniciativa do setor privado, o *Chicago Climate Exchange* (CCX). Trata-se de um sistema de comercio voluntário que está operando desde 2003. Com a mudança do governo no início do ano 2009, a introdução de um sistema Cap-and-Trade que cubra o país inteiro, se tornou muito provável, sendo que um projeto de lei para estes fins, o *American Clean Energy and Security Act*, se encontra em processo de aprovação.

CCPI 2, foram procurados projetos que já passaram da fase de P & D, e que estão prontos para a demonstração em escala comercial.

Devido a problemas no financiamento (GAO, 2009), o projeto FutureGen sofreu atrasos na sua realização, o que levou à proposta de reestruturação do projeto original. Enquanto o projeto original visou à operação de uma única planta por um consórcio de companhias de energia sem fins lucrativos, o programa reestruturado apoiaria a realização de projetos de CCS em diferentes plantas comerciais, não focando somente em plantas IGCC⁷. Durante o ano 2009, essa proposta foi retirada e o projeto FutureGen voltou ao seu objetivo inicial.

⁷ O projeto reestruturado se pareceu fortemente com o CCPI, sendo que ambos visaram ao financiamento parcial (50 %) de sistemas de CCS de demonstração em diferentes tipos de plantas, querendo, assim, acelerar a implementação.

3 Insumos para IGCC com CCS

Amiúde, se menciona como vantagem da tecnologia de gaseificação a flexibilidade em relação ao uso de diferentes combustíveis (IEA, 2008, LAMBERTZ E EWERS, 2006). Porém, várias propriedades de combustíveis influenciam o desempenho de um gaseificador, isto é, a eficiência de conversão (taxa de conversão de combustível em gás, chamada de taxa de conversão de carbono, e *cold gas efficiency*), a qualidade do gás de síntese (composição, contaminantes) e a disponibilidade do reator (tempos de manutenção por incrustações, etc.). Na próxima seção são apresentadas as características relevantes de diferentes combustíveis típicos, a fim de destacar as semelhanças e diferenças e, assim, em capítulos subsequentes avaliar o real potencial de adoção de gaseificadores multi-combustíveis e mesmo da co-gaseificação⁸. Existem diferentes tipos de gaseificadores, que são mais detalhadamente descritos no capítulo 4.2. Estes diferentes tipos têm diferentes exigências em relação ao combustível. Por conseguinte, a aptidão de combustíveis precisa ser observada para cada tipo de gaseificador separadamente.

Três tipos de insumos são observados em especial nessa seção: carvão e resíduos de refino, por serem os insumos mais utilizados na área da gaseificação (veja capítulo 2.2), e biomassa cuja aplicação ainda não acontece em grande porte, mas que está sendo apoiada em muitas regiões por programas especiais, frente a necessidade de reduzir emissões de CO₂ (Biomass Multi-Year Program Plan – DOE/EERE 2009); Directive 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the promotion of the use of energy from renewable sources, EU, 2009a; IEA Bioenergy Task 33 – Thermal Gasification of Biomass – IEA, 2009b).

3.1 Características Relevantes no Processo de Gaseificação

Combustíveis se diferenciam por características químicas e características físico-mecânicas. Na Tabela 3-1 é apresentada uma visão geral sobre as características relevantes e seus efeitos. Um combustível se compõe de carbono fixo, material volátil, cinzas e umidade, onde a relação entre esses influencia seu comportamento nos

⁸ Com co-gaseificação é denominado o processamento de diferentes combustíveis em conjunto, por exemplo, carvão e biomassa.

processos de combustão. As propriedades físico-mecânicas dizem respeito a como o combustível pode ou deve ser preparado para o processo. Os contaminantes determinam como o gás produzido e os resíduos (cinzas) precisam ser tratados para serem utilizados e/ou depositados.

Características	Efeito
químicas	
Carbono fixo	Determina a quantidade do coque
Voláteis	Influencia tendência de ignição ⁹
Teor e composição de Cinzas	Emissões de material particulado, formação e utilização de resíduos, formação e depósito de escórias, disponibilidade da planta e intervalos de manutenção, temperatura de fusão de cinzas
Poder calorífico	Influencia o projeto da planta, depende da relação $C_xH_yO_z$ do combustível
Umidade	Poder calorífico inferior, possibilidades de armazenamento, perdas, auto-inflamação, temperatura de combustão
contaminantes	
Nitrogênio	Formação de emissões de HCN e N_2O
Enxofre	Emissões de SO_x , corrosão a alta temperatura
Cloro	Emissões de HCl e compostos halógeno-orgânicos, corrosão à alta temperatura,
físico-mecânicas	
Moabilidade	Consumo de energia na decomposição, distribuição do tamanho e geometria do grão
<i>Slurryability</i>	Atribuição a determinados tipos e sistemas de gaseificação

Tabela 3-1: Características relevantes de combustíveis sólidos e seus efeitos. Fonte: elaboração própria com base em KALTSCHMITT (2000), COLLOT (2005)

3.1.1 Características Químicas

O termo material volátil descreve compostos que surgem quando o combustível é aquecido sob determinadas condições. O teor de material volátil, que é representado em primeiro lugar por gases combustíveis, influencia a tendência de ignição. O teor de carbono fixo de um combustível é a quantidade de material que sobra depois da retirada do material volátil. O carbono fixo serve como informação sobre a quantidade de coque que pode ser produzido de um determinado hidrocarboneto.

Combustíveis possuem um teor significativo de cinzas, ou seja, material inorgânico que varia de menos de 3 % p/p para mais de 40 % p/p (SEGIANI, 1999). O material inorgânico afeta o processo de conversão formando cinzas que precisam ser

⁹ A temperatura de ignição é a temperatura em que uma quantidade suficiente de hidrocarbonetos foi evaporada, formando uma mistura inflamável.

removidas. O teor de cinzas determina então o projeto da planta e a complexidade das instalações de remoção. As características mais relevantes das cinzas são a temperatura de fusão, a viscosidade da escória e suas propriedades de incrustação (*fouling*)¹⁰. Dependendo da temperatura de gaseificação, as cinzas são removidas em forma sólida (*dry-ash*) ou líquida (*slag*). Em gaseificadores onde a remoção das cinzas ocorre em estado líquido (chamados de *slagging gasifiers*), as cinzas correm pela parede do reator para baixo e saem do reator em forma fundida. Neste caso, a viscosidade da escória é uma característica determinante, como a escória precisa ser mantida em condições que permitam a fluidez da corrente. Em reatores *dry ash*, as cinzas são mantidas em estado sólido e precisam ser removidas por instalações de remoção de partículas.

A temperatura e o comportamento de fusão das cinzas dependem da sua composição. Na Tabela 3-2 são apresentados valores típicos de teores de cinzas para diferentes biomassas e carvões. As faixas diferem para quase todos os componentes, o que indica que existe uma diferença entre o comportamento das cinzas de biomassa e as cinzas de carvão. A largura das faixas deixa evidente que também entre diferentes carvões e diferentes biomassas há diferenças consideráveis em relação ao comportamento de amolecimento de cinzas. Mesmo que exames de temperatura de fusão sejam padronizados e amplamente aplicados, eles não apresentam sempre boa precisão. Devido aos múltiplos fatores de influência, duas cinzas com as mesmas propriedades de escoamento podem se diferenciar, por exemplo, no seu comportamento de fusão. Senso assim, a previsão do comportamento de cinzas é muito difícil.

Componente	Cinzas de Carvão (% p/p)	Cinzas de Biomassa (% p/p)
SiO ₂	5,0 – 72,5	1,5 – 39,5
Al ₂ O ₃	3,6 – 46,8	0 – 12,9
TiO ₂	0,0 – 2,5	0,0 – 11,2
Fe ₂ O ₃	0,1 – 90,2	0,1 – 7,9
CaO	0,33 – 41,6	0,4 – 73,9
MgO	0,2 – 10,2	1,7 – 19,4
K ₂ O	0,0 – 6,0	0,0 – 24,2
P ₂ O ₅	0,0 – 9,5	0,3 – 14,4
Na ₂ O	0,0 – 9,9	0,8 – 4,3
SO ₃	0,0 – 24,3	0,4 – 7,0

Tabela 3-2: Faixas de Composição de Cinzas de Carvão e Biomassa, Fonte: SEGGIANI (1999)

¹⁰ Fouling descreve depósitos na superfície de instalações em forma de camadas grudentas que ocorre principalmente em áreas de quenching ou de resfriamento

Conforme VETTER (2001) o teor de potássio e sódio no material inorgânico tem o efeito de diminuir a temperatura de fusão das cinzas enquanto Mg, Al, Si e Fe apresentam um efeito contrário. Sobre o efeito do teor de cálcio (Ca) sobre a fusibilidade das cinzas são relatados diferentes impactos. Conforme COLLOT (2006) compostos de cálcio como calcário podem ser adicionados a um processo de gaseificação com a intenção de diminuir a temperatura de amolecimento. Esses aditivos são chamados de *Flux*. KALTSCHMITT (2001), porém, relata que Ca possui na combustão de biomassa a propriedade de aumentar a temperatura de fusão. Em VETTER (2001), o efeito de Ca está deixado em aberto.

Combustíveis de baixo teor de cinzas são geralmente mais aptos para processos de gaseificação, pois, neles, o perigo de entupimento e incrustações por escórias no equipamento *downstream* do reator se minimiza. Em alguns tipos de gaseificadores, porém, a escória é utilizada para formar uma camada na parede do reator, protegendo o material e minimizando as perdas de calor. Nestes gaseificadores, uma quantidade mínima de cinzas é necessária, que varia entre os diferentes tipos de gaseificadores (MINCHENER, 2005), e a viscosidade da escória possui papel relevante para bom funcionamento do processo.

Durante o processo de aquecimento, combustíveis podem, também, sofrer modificações de características físicas, chamado de *caking*. O processo de *caking* denomina o amolecer, derreter, fundir, inchar e re-solidificar dentro de uma determinada faixa de temperatura. A tendência de apresentar tal comportamento aumenta com o teor de material volátil e percorre um máximo na faixa de 25 – 35 % p/p (SPEIGHT, 1994) de voláteis. O teor de oxigênio e minerais diminui a tendência de *caking*. O *caking* leva a aglomerações de combustível ou adesão de combustível a equipamentos do processo.

Em diferentes estudos foram pesquisadas possíveis correlações entre propriedades do combustível e seus efeitos sobre a reatividade do mesmo (COLLOT 2006). A reatividade tem influência relevante no *design* e tamanho do reator, dado que combustíveis de alta reatividade podem ser gaseificados a temperaturas mais baixas e com menor tempo de retenção. Sendo assim, uma boa reatividade diminui as perdas devidas ao aquecimento do combustível no reator. Combustíveis de baixa reatividade apresentam geralmente baixas taxas de conversão e podem necessitar de um sistema de recirculação de coque para diminuir perdas. A reatividade de combustíveis, como relatado em COLLOT (2006), não possui uma correlação direta com as características específicas, como material volátil ou carbono fixo, porém, observa-se a tendência de

quanto menor a razão carbono fixo/material volátil, maior a reatividade (YUN et al., 2007). O teor de materiais inorgânicos, também, pode ter uma influência por atuar como catalisador.

A umidade do combustível afeta o rendimento líquido do processo, pois o calor necessário para a evaporação da água é retirado do calor liberado pelo combustível. Portanto, em processos de gaseificação, um aumento da umidade do combustível levaria à diminuição da temperatura, a não ser que uma maior quantidade de combustível seja oxidada para manter a temperatura. Dependendo do gaseificador e do combustível existem, então, limites de umidade que precisam ser mantidos para garantir uma conversão satisfatória.

O poder calorífico determina quanto calor é gerado por uma determinada quantidade de combustível, ou seja, a quantidade de combustível que precisa ser introduzida no reator para obter a temperatura de operação. Sendo assim, ele tem influência no *design* e tamanho do reator. Os teores de carbono, oxigênio e hidrogênio influenciam diretamente o poder calorífico de um combustível. Os elementos oxidáveis, carbono e hidrogênio¹¹, contribuem ao aumento do poder calorífico, enquanto o teor de oxigênio diminui o poder calorífico, sendo que os compostos de oxigênio já se encontram em estado oxidado. Teores típicos de oxigênio em carvão de menor qualidade permanecem abaixo de 30 % p/p (SPEIGHT, 1994), enquanto o teor de oxigênio em biomassa amíude ultrapassa 40 % p/p (VAN DER DRIFT *et al.*, 2004). Esses dados tornam evidente que biomassa geralmente possui um poder calorífico menor que carvão.

3.1.2 Contaminantes

Vários componentes do combustível dificultam o processo ou por danificar as instalações ou por provocar emissões indesejadas. O teor de nitrogênio, por exemplo, tem um efeito direto sobre a formação de HCN e N₂O. Esses compostos formam NO_x na combustão e precisam ser removidos por questões ambientais (NO_x é um dos principais causadores da chuva ácida), geralmente antes da combustão. O enxofre geralmente passa para a fase gasosa em forma de H₂S. Como o enxofre formaria SO_x na

¹¹ S e N também são elementos oxidáveis. Por causa da quantidade negligenciável em relação aos teores de C e H, a oxidação desses elementos geralmente não contribui de forma relevante ao poder calorífico.

combustão, ele precisa ser removido pelos mesmos motivos que NO_x . Potássio e sódio formam na gaseificação cloretos de álcali em fase gasosa que condensam nas superfícies das instalações de resfriamento ou em micropartículas. Reagindo com SO_2 e Cl_2 se inicia um processo que leva à corrosão das paredes das instalações (KALTSCHMITT, 2001)¹². Alguns compostos de cloro, ademais, causam incrustações, envenenam catalisadores, participam de processos de corrosão e levam a emissões de HCl (COLLOT, 2006).

3.1.3 Características físico-mecânicas

As características físico-mecânicas mais determinantes são a moabilidade e a facilidade de entrar em suspensão (*slurryability*). A moabilidade descreve o comportamento do material na moagem. Uma boa moabilidade significa que o material se fragmenta com baixo consumo de energia e apresenta um tamanho de grão uniforme. Materiais fibrosos como biomassa consomem tipicamente mais energia que materiais porosos como carvões.

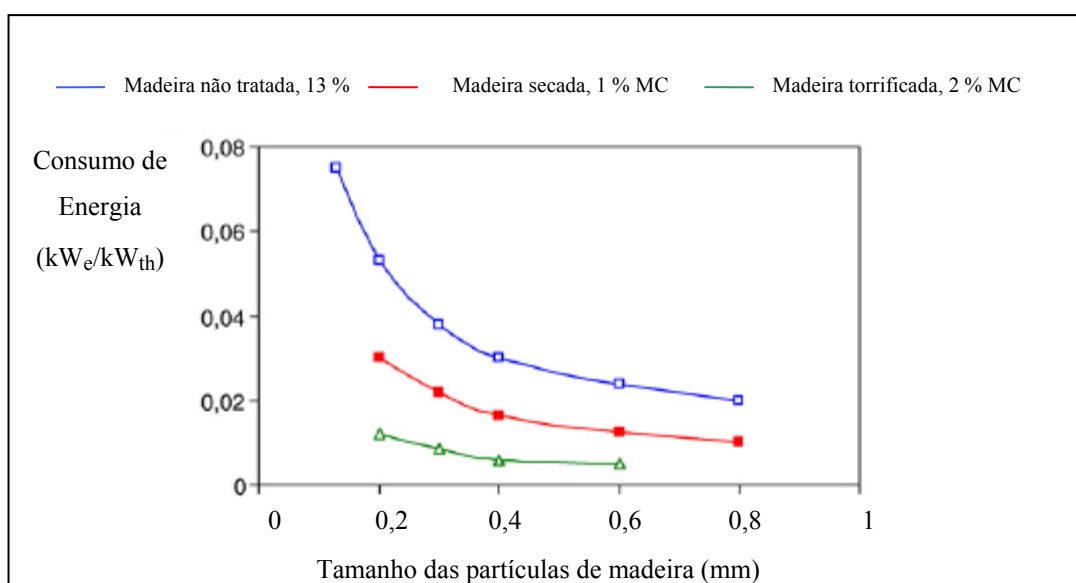


Figura 3-1: Comparação do consumo de energia na moagem de madeira não tratada, seca e torrificada até o tamanho de 0,2 a 0,8 mm. O consumo de energia elétrica é relacionado com a energia térmica do fluxo mássico do material (em $\text{kJ s}^{-1} = \text{kW}_{\text{th}}$). Fonte: SVOBODA *et al.* 2009

¹² Durante o resfriamento do gás, uma grande parte dos sulfatos de álcali (40 – 90 %) condensa e permanece, assim, nas cinzas (KALTSCHMITT, 2001).

Na Figura 3-1 são indicados dados para a moabilidade de madeira. Os dados mostram que madeira não tratada demanda muito mais energia que madeira seca ou torrificada e que a demanda aumenta exponencialmente com a diminuição da partícula. Para utilizar madeira não tratada em processos que operam com material pulverizado, precisa-se de uma grande quantidade de energia na preparação do material, seja para a moagem, seja para a secagem ou torrefação.

A vantagem de utilizar o combustível em forma pulverizada é o aumento da superfície específica¹³ do combustível. Como as reações de gaseificação ocorrem na superfície das partículas, uma alta superfície específica favorece o processo que permite uma gaseificação completa e rápida do material. Reatores que trabalham com material pulverizado conseguem assim uma capacidade de carga maior com instalações menores. A uniformidade do tamanho de grão tem importância em reatores que operam com material a granel grosso ou *slurries*¹⁴ a fim de obter condições homogêneas de operação. Uma distribuição muito heterogênea em leitos de sólidos provoca, por exemplo, falhas na aeração o que leva a problemas no controle de temperatura.

A slurryability diz respeito à possibilidade de transformar o material em uma mistura (slurry) do combustível sólido moído com um líquido, por exemplo, água ou óleo, e às propriedades dessa mistura, como o comportamento de decantação e as características reológicas. Existe, muitas vezes, uma correlação entre a moabilidade e slurryability de materiais. Materiais de menor moabilidade são utilizados em forma de grãos mais grossos, o que leva a um slurry com alta concentração de sólidos. Isto é desejável com respeito à relação poder calorífico/fluxo de massa do slurry, mas, por outro lado, implica nas desvantagens mencionadas de menor superfície específica. Geralmente escolhem-se combustíveis de baixa umidade inerente e natureza hidrófoba para a preparação de *slurries* (COLLOT, 2006).

3.2 O Carvão

O Carvão é formado através da decomposição incompleta de matéria orgânica vegetal soterrada. Dependendo das condições (temperatura, pressão), da biomassa e do

¹³ A superfície específica denomina a relação entre superfície e volume da partícula. Quanto menor o tamanho do grão, maior a razão superfície/volume.

¹⁴ Suspensões grossas de sólidos e líquidos.

tempo de formação, o carvão possui diferentes características. Sendo assim, a carvão denomina um material heterogêneo, que geralmente é classificado em quatro classes:

- Antracito
- Carvão betuminoso
- Carvão sub-betuminoso
- Linhito.

Classe	Grupo	Carbono fixo* (% p/p)	Voláteis* (% p/p)	Poder Calorífico** (MJ/kg)	
Baseados em material livre de minerais					
Antracito	Meta-Antracito	> 98	< 2		Non- Caking
	Antracito	92 - 98	2 - 8		
	Semiantracito	80 - 92	8 - 14		
Carvão betuminoso	Carvão betuminoso de baixo teor de voláteis	78 - 86	14 - 22		Commonly Caking
	Carvão betuminoso de médio teor de voláteis	69 - 78	22 - 31		
	Carvão betuminoso de alto teor de voláteis A	< 69	> 31	> 32,6	
	Carvão betuminoso de alto teor de voláteis B			30,2 – 32,6	
	Carvão betuminoso de alto teor de voláteis C			26,7 – 30,2	
Carvão sub- betuminoso	Carvão subbetuminoso A			24,4 – 26,7	Caking
	Carvão subbetuminoso B			22,1 – 24,4	
	Carvão subbetuminoso C			19,3 – 22,1	
Linhito	Linhito A			14,7 - 19,3	Non- Caking
	Linhito B			< 14,7	

*baseado em material seco demineralizado

**O poder calorífico refere-se à carvão contendo seu teor de umidade de leito natural, não incluindo água visível na superfície.

Tabela 3-3: Classificação de carvão. Fonte: SPEIGHT (1994)

O poder calorífico e teor de carbono fixo dos carvões diminuem tendencialmente do antracito ao linhito, enquanto os teores de material volátil e umidade aumentam. Isso faz com que antracito e carvão betuminoso sejam classes de carvão mais nobres que carvão subbetuminoso e linhito. O sistema de classificação é indicado na Tabela 3-3.

O antracito e o carvão betuminoso são classificados por seu teor de carbono fixo até uma percentagem de 69 %. Abaixo dessa percentagem, a classificação é feita pelo poder calorífico, independente do teor de carbono fixo. O teor de cinzas ou outros contaminantes como nitrogênio ou enxofre não interfere diretamente na classificação do carvão. Teores de cinzas, por exemplo, variam entre 3 e 20 % p/p, de enxofre entre 0,3 – 4 % p/p e de nitrogênio entre 0,5 e 1,5 % p/p. Porém, carvões de classe inferior apresentam geralmente um teor maior de cinzas e contaminantes. A umidade se

encontra abaixo de 20 % p/p em carvão betuminoso, entre 20 e 30 % p/p em carvão subbetuminoso, e linhito apresenta um teor de umidade de até 45 % p/p.

Caking, que depende principalmente do teor de material volátil, se observa tipicamente na conversão de carvões betuminosos de baixo poder calorífico. Carvões de rank mais alto e linhito não apresentam este comportamento. O teor de voláteis influencia também a reatividade do carvão, portanto, carvão subbetuminoso e linhito possuem uma reatividade maior que os carvões mais nobres.

A moabilidade e *slurryability*, dificilmente podem ser associados a propriedades analíticas como à composição elementar, ao poder calorífico ou ao carbono fixo. Todavia, os carvões de um rank alto são geralmente mais duros que carvão subbetuminoso ou linhito¹⁵. As propriedades mais importantes em relação a *slurryability*, conforme Doher et al. apud COLLOT (2005), são a umidade, o carbono fixo, a ligação carbono/oxigênio na superfície e o *free swelling index*, que indica o aumento do volume durante o aquecimento sob determinadas condições.

Um alto teor de umidade não gera dificuldades técnicas na gaseificação, mas diminui a *cold gas efficiency* do processo, pois a energia necessária para evaporar a água e manter a temperatura de operação se obtém pela alimentação de mais combustível e oxidante. Altos teores de cinzas possuem um efeito parecido, sendo que a fusão das cinzas consome energia. Estes problemas têm um efeito maior em gaseificadores com *slurry-feed*, que já arcam com uma grande quantidade de água por causa do sistema de alimentação. Carvões com alto teor de umidade e/ou cinzas são, portanto, mais aptos para gaseificadores com sistemas *dry-feed* (veja a descrição técnica detalhada de diferentes sistemas de alimentação em capítulo 4.2.3).

Contaminantes como cinzas e enxofre diminuem também a eficiência o processo, e o encarecem, pela necessidade de instalações de remoção dos mesmos. Ademais, um alto teor de umidade e contaminantes diminui a densidade energética do carvão o que eleva os custos de transporte do mesmo. Conseqüentemente, o uso de linhito é geralmente realizado em plantas perto da mina (TAM *et al.*, 2005). Diferente de carvões de *rank* superior, linhito se encontra geralmente próximo da superfície da terra e é minerado a céu aberto. Isto leva a uma vantagem de custo como a mineração a

¹⁵ Para determinar a moabilidade de carvões usa-se o Hardgrove Grindability Index (HGI) que é utilizado como comparação com outros carvões que apresentaram, em processos de moagem, distribuições satisfatórias de tamanho de granel.

céu aberto é o método de mineração mais eficiente e econômico. Esse efeito pode compensar as reduções de eficiência mencionadas.

Note-se ainda que a produção de antracito contabilizou em 2006 menos de 8 % (EIA 2009) da produção total de carvão. Por ser um material de alto valor, normalmente não é utilizado em sistemas industriais de geração de energia elétrica, mas, por exemplo, para a calefação de domicílios ou como material de filtros.

3.3 Resíduos do Refino de Petróleo

Existem vários tipos de resíduos, que vêm sendo gaseificados em refinarias a fim de produzir hidrogênio ou gás de síntese para a geração de energia elétrica. Os resíduos mais utilizados para estes fins são resíduos da destilação atmosférica e a vácuo, alcatrão residual de processos de desasfaltação com solvente e visco-redução e coque de petróleo¹⁶ (MARANO, 2003). As características químicas dos resíduos mais utilizados são indicadas na Tabela 3-4.

	Unidades	Resíduos de Destilação a Vácuo	Alcatrão de Visco-Redução	Asfalto	Coque de Petróleo
Análise Última					
C	%p/p	84,9	86,1	85,1	88,6
H	%p/p	10,4	10,4	9,1	2,8
N*	%p/p	0,5	0,6	0,7	1,1
S*	%p/p	4,2	2,4	5,1	7,3
O	%p/p	0	0,5	0	0
Cinzas	%p/p	0	0	0,1	0,2
Relação H ₂ /C	mol/mol	0,727	0,720	0,640	0,188
Poder calorífico superior	MJ/kg	41,2	40,3	40,2	34,5
Poder calorífico inferior	MJ/kg	39,0	40,9	38,6	33,7

* O teor de nitrogênio e enxofre apresenta significantes variações.

Tabela 3-4: Insumos Típicos para a Gaseificação em Refinarias de Petróleo,
Fonte: Elaboração própria com base em MARANO (2003)

¹⁶ Lamas residuais de refinaria, também, podem ser co-gaseificadas, o que reduz a quantidade de resíduos perigosos da refinaria. A refinaria Frontier Oil's El Dorado, Kansas, (antigamente da Texaco), por exemplo, adiciona ao coque de petróleo, ácidos carboxílicos, fenóis e reciclados de torta de filtragem (MARANO, 2003).

A natureza e qualidade de resíduos de refinaria dependem fortemente da qualidade do óleo cru e dos processos de refinaria. Refinarias modernas com muitas etapas de conversão geram normalmente resíduos de menor qualidade que refinarias simples que operam somente com unidades de destilação. O teor de cinzas é baixo comparando com carvão. Sendo assim, a previsão do comportamento das cinzas é mais preciso para resíduos de refinaria. Coque de petróleo e asfalto estão em estado sólido. Resíduos em estado líquido precisam de um sistema especial de alimentação e, às vezes, precisam da adição de líquidos como, por exemplo, gásóleo para aumentar a viscosidade.

Coque de petróleo é um resíduo sólido cuja composição varia amplamente, dependendo do insumo de que ele se origina. MARANO (2003) relata um poder calorífico típico de 14,48 MBtu/lb, que corresponde ao poder calorífico de carvão betuminoso. O teor de material volátil é relativamente baixo com 4 – 18 %p/p. Apesar do baixo teor de voláteis, o coque de petróleo é um material de alta reatividade devido a sua porosidade. O teor de cinzas é muito baixo com menos de 0,5 % p/p, respectivamente, e cinzas são relativamente e o teor de enxofre se encontra geralmente entre 0,5 e 9 % p/p (VITOLLO *et al.*, 1995). A composição das cinzas e contaminantes depende da composição do material mineral do petróleo.

O asfalto apresenta uma relação H/C mais alta do que a do coque de petróleo e poderia ainda ser processado para produzir outros combustíveis mais leves, dependendo da estratégia da refinaria. Asfalto pode ser introduzido em forma de material pulverizado ou lama (a temperaturas de ambiente, asfalto é um sólido com um HGI acima de 80). Resíduos de vácuo e alcatrões de visco-redução apresentam amplas faixas de características. Como o asfalto, eles possuem uma taxa alta de H/C. Eles derretem a temperaturas entre 50 e 100° C e são normalmente introduzidos em forma líquida. Às vezes, é preciso adicionar substâncias para baixar a viscosidade.

Resumindo, os resíduos de refino apresentam geralmente características mais propícias para a gaseificação do que o carvão. Além de possuir um alto poder calorífico, como o carvão betuminoso, apresentam ainda alta reatividade, ou por um alto conteúdo de voláteis, ou por alta porosidade. Além disso, possuem baixa contaminação com cinzas.

3.4 Biomassa

Biomassa designa uma vasta variedade de materiais oriundos da síntese bioquímica. Biocombustíveis se compõem geralmente de três tipos de biopolímeros: lignina, hemicelulose e celulose. Desses polímeros, a lignina possui o teor de carbono mais alto, normalmente na ordem de 64%, o que implica que apresenta o poder calorífico mais alto (KALTSCHMITT, 2001). Quanto maior, então, o teor de lignina de uma biomassa, maior se torna seu poder calorífico. Madeira é a biomassa com maior teor de lignina e possui, assim, o maior teor de carbono com 47 – 50 % p/p. Outras biomassas apresentam tipicamente um teor de carbono até 45 %. O teor de oxigênio se encontra normalmente entre 40 e 45 % p/p e o de hidrogênio entre 5 e 7 % p/p (KALTSCHMITT 2001). Todavia, a relação O/C de biomassas é muito maior que a de carvão e de resíduos de refinarias de petróleo, o que leva a um poder calorífico menor. Devido ao seu baixo poder calorífico e ao seu alto teor de umidade, é preciso a super-oxidação¹⁷ para atingir as temperaturas necessárias (PRINS *et al.* 2004). De outro lado, a biomassa contém tipicamente um alto teor de voláteis, o seu coque é muito poroso e apresenta normalmente alta reatividade (BASU, 2006), o que faz com que ela possa ser gaseificada a temperaturas menores que o carvão.

Biomassa se compõe de macromoléculas cuja decomposição é mais difícil do que a decomposição de carvão. Para atingir boas taxas de conversão, a biomassa precisa passar por um processo de pirólise antes de passar pela gaseificação propriamente dita. Nessa pirólise ocorre a remoção de oxigênio e carbonização da biomassa. As macromoléculas são decompostas na ausência de oxigênio a temperaturas entre 200 e 300 °C. São gerados gases (CH₄, CO₂, H₂, H₂O) e voláteis (alcatrão e aromáticos) que condensam à temperatura ambiente. Trata-se, então, de um craqueamento térmico de macromoléculas, durante o qual oxigênio é liberado, ou seja, da carbonização da biomassa.

Madeira possui tipicamente um baixo teor de cinzas (1 – 2 % p/p), que se compõem principalmente de cálcio e potássio (KALTSCHMITT, 2001). Estudos mostraram que a temperatura de fusão de madeira encontra-se acima da temperatura comum de carvões, o que se deve provavelmente a componentes como CaO, que apresentam temperaturas altas de fusão (CODA *et al.*, 2007). Biomassas de cultivos

¹⁷ Sob superoxidação entende-se a adição de mais oxigênio do que seria necessário para a gaseificação estequiométrica (veja capítulo 4.1)

anuais contêm geralmente um teor de cinzas maior. Palha e feno, por exemplo, contêm 5 – 10 % p/p de cinzas, onde potássio e cloro chegam a contabilizar até por volta de 1,0 % p/p (KALTSCHMITT 2001). O alto teor de potássio leva à redução da temperatura de fusão e o alto teor de cloro implica em problemas de corrosão (veja capítulo 5.1).

Como antes destacado, a gaseificação de biomassas em gaseificadores que exigem a pulverização do material é difícil devido ao seu caráter fibroso, que faz com que a desintegração seja muito energo intensiva. O material pulverizado é muito coesivo, o que leva a problemas de transporte em sistemas pneumáticos e custos adicionais por causa da baixa densidade aparente do material pulverizado (VAN DER DRIFT, 2002). O projeto de sistemas de alimentação para biomassa se diferencia assim de sistemas para carvão ou resíduos sólidos de refinaria.

Para evitar esse problema, SVOBODA et al. (2009) propuseram e compararam diferentes tipos de preparação de biomassa: a secagem, a torrefação e a preparação de lamas através da pirólise rápida e a dissolução em solventes orgânicos. Não foi identificado um processo que tenha vantagens definitivas. A secagem e torrefação de madeira diminuem significativamente o consumo de energia na pulverização do combustível. Porém, é preciso avaliar, em cada caso separadamente, se a diminuição do consumo de energia compensa a energia gasta na secagem ou torrefação. A preparação de um *slurry* não pode ser feita diretamente com água por causa do alto teor de umidade e baixo poder calorífico da biomassa¹⁸. É, porém, possível gerar *slurries* de coque de biomassa dispersos em óleo de pirólise¹⁹ e de biomassa em solventes orgânicos como glicerol, etilenoglicol ou fenóis²⁰. Na

¹⁸ Biomassa lignocelulósica seca é representada pela formula simplificada $C_3(H_2O)_2$, o que é equivalente a uma mistura de carbono e água 50/50%. Isto já ultrapassa a quantidade total de água em lamas comuns de carvão e água. A gaseificação de lamas com teor de água muito alto não é desejada por questões de eficiência, como antes destacado nesta dissertação.

¹⁹A pirólise rápida de biomassa sólida é um modo específico de pirólise no qual é obtido rendimento alto em um bio-óleo líquido. Através do aquecimento rápido até 500 °C, à pressão atmosférica, e a condensação rápida dos vapores gerados, mais do que 50 % da biomassa pode ser transformado em fase líquida (BRIDGEWATER et al., 1999). O coque oriundo do processo pode ser pulverizado e disperso no óleo. O poder calorífico de um *slurry* deste tipo é um pouco maior do que do da biomassa crua e o teor energético contabiliza até 90 % do teor original da biomassa.

²⁰Essa tecnologia é especialmente interessante sob a condição da disponibilidade de quantidades suficientes de glicerol ou etilenoglicol como resíduos, no melhor dos casos oriundos de biomassa.

Tabela 3-5 são apresentados dados que caracterizam madeira secada, torrificada e um *slurry* de coque de madeira em óleo de pirólise.

	Faia	Faia torrificada	Slurry de óleo/coque
PCS [MJ/kg]	20,2	21,9	25
umidade [% wt]	9	5	19
voláteis [% wt]	84	77	60
cinzas [% wt]	1	1,3	2,3

Tabela 3-5: Apresentação comparativa de características químicas de faia, faia torrificada e um slurry de óleo/coque oriundo de pirólise de madeira, Fonte: VAN DER DRIFT et al. 2004

Para alguns tipos de biomassa já existe ampla experiência de gaseificação, por exemplo, para madeiras como faia e pinheiro, e diferentes tipos de cultivos anuais. Para muitos tipos de biomassas promissoras, porém, ainda não foram feitos testes mais abrangentes. A experiência feita com bagaço de cana de açúcar, por exemplo, ainda se encontra em fase inicial. GARCIA-PÉREZ et al. (2002) pirolisaram bagaço pulverizado em instalações de escala de laboratório e piloto. O óleo produzido apresentou características propensas à gaseificação, como baixo teor de umidade, baixa viscosidade e acidez e um alto poder calorífico, quando comparado a óleos de pirólise de outros combustíveis. HASSUANI et al. (2005) testaram o bagaço em forma peletizada em uma planta piloto de gaseificação e concluíram que o bagaço é apto de ser utilizado como combustível em processos de gaseificação. Foram determinados o regime estável de operação e dados e parâmetros para o *scale-up* do processo a um tamanho que permita o uso do gás numa turbina do tipo GE LM 2500²¹.

Em comparação à gaseificação de carvão e resíduos de refinarias, a gaseificação da biomassa é menos desenvolvida e estabelecida (veja capítulo 2.2.). Dificuldades técnicas na gaseificação se devem principalmente à heterogeneidade do material em relação a cinzas e poder calorífico, e à preparação, incluindo a colheita e o transporte²². Porém, a biomassa tem a vantagem de ser um combustível carbono-neutro e sua utilização em sistemas de IGCC com captura de carbono (CCS) oferece a possibilidade

²¹ A turbina LM 2500, desenvolvida pela General Electric, é uma turbina para usos marítimos e industriais com uma potencia nominal de 25 MW.

²² A biomassa é um recurso disperso, o transporte para plantas centralizadas aumenta significativamente o custo do uso da biomassa.

de gerar energia com um balanço de CO₂ negativo, ou seja, CO₂ seria retirado da atmosfera em vez de emitido²³. Por isso, seu uso permanece no foco da atenção, mesmo que ela tenha características difíceis.

3.5 Co-processamento de diferentes combustíveis

Como visto nos parágrafos acima, os diferentes combustíveis podem se diferenciar significativamente em relação a várias características importantes. No co-processamento de diferentes hidrocarbonetos em unidades de gaseificação, suas características podem se anular ou complementar. O co-processamento de carvão e coque de petróleo já está sendo aplicado em várias plantas que estão em operação (Wabash River, Puertollano e Polk, JENKINS, 2007). Essa mistura, conforme experiências de FERMOSO *et al.* (2009), possui um efeito positivo na taxa de conversão, eleva o teor de H₂ e CO no gás de síntese e diminui o teor de CO₂, o que leva a um aumento do poder calorífico do mesmo.

O co-processamento de biomassa com carvão ou resíduos de refino ainda não atingiu esse nível de implementação. Porém, como mencionado acima, permanece no foco de interesse de P&D pelo fato de a biomassa ser um combustível carbono-neutro. Como a gaseificação da biomassa ainda não alcançou maturidade técnica para ser aplicada em grande escala, devido a diferentes desvantagens em relação a combustíveis de origem fóssil, o co-processamento de combustíveis de alta qualidade, como carvão ou coque de petróleo, pode contrabalançar essas desvantagens e, assim, permitir o uso de biomassa em plantas de grande escala. A única das plantas IGCC de grande porte que já fez experiências com a co-gaseificação de biomassa é a planta de Buggenum, que adicionou resíduos do setor de agricultura e serragem ao processo de gaseificação.

Das características aqui descritas, algumas são importantes para qualquer tipo de gaseificador, enquanto outras têm relevância somente em gaseificadores de um certo tipo. A temperatura de amolecimento de cinzas, por exemplo, é a característica mais importante para todos os tipos de gaseificadores que determina se um combustível pode ou não ser utilizado em determinado gaseificador. A viscosidade da escória, por sua vez, só tem importância em gaseificadores do modo *slagging* e as características de *caking*

²³ Biomassa absorve, durante o processo de crescimento, CO₂ da atmosfera. Na utilização de biomassa em processos de IGCC com CCS, o CO₂ que foi absorvido não seria novamente emitido para a atmosfera, mas armazenado em formações geológicas.

só em reatores que operam com leito fixo o fluidizado. Sendo assim, o grau de flexibilidade em relação de combustíveis, também, depende do tipo de gaseificador, o que será discutido mais detalhadamente no próximo capítulo.

4 Estado da Arte da Gaseificação

Como antes asseverado, gaseificação é uma conversão termo-química que visa à produção de um gás de alto valor agregado a partir de insumos líquidos ou sólidos de baixo valor, tais como carvão, resíduos de refino ou biomassa. O gás pode ser utilizado como combustível para a geração de calor e energia elétrica, ou servir como insumo para fabricação de produtos químicos e/ou hidrogênio. Existem várias tecnologias de gaseificação, que se diferenciam pela eficiência de conversão do combustível em gás de síntese, pela aptidão para diferentes insumos e pelas características do gás de síntese gerado. Nessa seção são apresentadas as diferentes tecnologias de gaseificação e seu estado-da-arte, a fim de analisar sua aptidão para a aplicação em plantas IGCC.

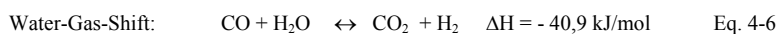
4.1 A Conversão Termoquímica e suas Variáveis de Entrada

Por conversão termoquímica entendem-se as reações químicas induzidas por calor. Como visto no capítulo anterior, insumos para a gaseificação se compõem em primeiro lugar de carbono, oxigênio e hidrogênio e, em pequenas quantidades, de enxofre, nitrogênio e materiais minerais. Na gaseificação, os insumos sofrem uma oxidação parcial, isto é, o potencial de oxidação dos insumos não é explorado por inteiro e os produtos do processo ainda possuem certo potencial de oxidação (metano, aldeído, monóxido de carbono e outras substâncias voláteis). No processo, ocorrem tanto reações gás-sólido quanto reações gás-gás. Os gases oriundos das reações gás-sólido são em seguida convertidos em reações gás-gás. As equações 4-1 – 4-7 (KALTSCHMITT 2001) apresentam as principais reações que ocorrem durante a gaseificação. Entre essas, encontram-se tanto reações exotérmicas (4-1, 4-2, 4-5, 4-6 e 4-7) quanto endotérmicas (4-3 e 4-4), ou seja, reações que fornecem energia e reações que consomem energia. As entalpias são indicadas para condições normais de temperatura e pressão.

Gás - Sólido

Combustão completa:	$C + O_2$	$\leftrightarrow CO_2$	$\Delta H = - 393,5 \text{ kJ/mol}$	Eq. 4-1
Combustão parcial:	$C + \frac{1}{2} O_2$	$\leftrightarrow CO$	$\Delta H = - 123,1 \text{ kJ/mol}$	Eq. 4-2
Reação vapor-carbono:	$C + H_2O$	$\leftrightarrow CO + H_2$	$\Delta H = +118,5 \text{ kJ/mol}$	Eq. 4-3
Reação de Boudard:	$C + CO_2$	$\leftrightarrow 2 CO$	$\Delta H = +159,9 \text{ kJ/mol}$	Eq. 4-4
Metanação:	$C + 2 H_2$	$\leftrightarrow CH_4$	$\Delta H = -87,5 \text{ kJ/mol}$	Eq. 4-5

Gás - Gás



O decurso das reações listadas e a composição do gás de síntese dependem de vários fatores. Características relevantes são a forma e composição do combustível, as condições de operação, o oxidante, a velocidade de aquecimento e tempo de retenção do combustível. Como os fatores são numerosos, existe uma co-ação complexa que faz com que os efeitos de diferentes fatores possam se sobrepor ou compensar.

O gás de síntese se compõe basicamente de gases combustíveis como hidrogênio (H_2), monóxido de carbono (CO), metano (CH_4) e gases inertes como vapor d'água (H_2O) e dióxido de carbono (CO_2). Quando a gaseificação é realizada com ar como oxidante, o gás produzido contém também um alto teor de nitrogênio (N_2). Como metano e outros hidrocarbonetos possuem um poder calorífico mais alto que CO e H_2 , uma alta taxa de conversão para CO e H_2 leva à diminuição do poder calorífico do gás de síntese, ou seja, à diminuição da *cold gas efficiency*.

4.1.1 Oxidante

Oxidantes se dividem naqueles que contêm nitrogênio (ar) e naqueles livres de nitrogênio (oxigênio, vapor). Na gaseificação com ar, o gás de síntese contém um alto teor de nitrogênio (42 – 60 %) - (KALTSCHMITT 2001), o que leva à diminuição do poder calorífico. Isto pode ser evitado utilizando-se como oxidante oxigênio puro ou vapor d'água ou uma mistura de ambos. A gaseificação com oxigênio ocorre geralmente a temperaturas mais altas.

Composição do Gás de Síntese								
Vapor/Carbono	20%	40%	60%	80%	40%	40%	40%	40%
Oxigênio/Carbono	70%	70%	70%	70%	60%	80%	90%	100%
H_2	0,19	0,31	0,35	0,37	0,25	0,31	0,28	0,24
CO	0,74	0,61	0,52	0,46	0,63	0,60	0,59	0,58
CO_2	0	0,05	0,09	0,12	0,04	0,06	0,09	0,12
CH_4	0,07	0,03	0,02	0,01	0,08	0	0	0
H_2O	0	0,01	0,03	0,04	0,01	0,02	0,04	0,05

Tabela 4-1: Composição molar do Gás de Síntese para quatro razões de vapor/carbono e cinco razões oxigênio/carbono, Fonte: GNANAPRAGASAM et al. (2009)

Na Tabela 4-1 são apresentados dados que mostram a influência da quantidade de oxigênio e vapor no processo de gaseificação. Com o aumento da quantidade de

oxigênio no processo da gaseificação, os teores de H_2 e CO no gás de síntese se mantêm relativamente estáveis enquanto o teor de CO_2 sofre um aumento significativo. CH_4 diminui com o aumento de oxigênio até desaparecer. Um aumento da concentração de vapor leva a um aumento da concentração de hidrogênio no gás de síntese. Observa-se, também, uma leve diminuição de CH_4 e forte diminuição de CO . O teor de CO_2 e água aumentam. Com a razão oxidante/vapor pode-se, então, influenciar a composição do gás de síntese. O vapor d'água também serve para controlar a fuligem (formação de coque).

4.1.2 Pressão e Temperatura

O equilíbrio das reações de gaseificação depende fortemente das condições de operação. As reações endotérmicas (3) e (4) são favorecidas a temperaturas elevadas, por conseguinte, altas temperaturas de operação levam ao aumento do teor de CO e H_2 . A temperatura de operação atinge-se geralmente através da combustão parcial do insumo. Quanto mais alta a temperatura na saída do gaseificador, mais energia química foi convertida em calor sensível, o que resulta em uma *cold gas efficiency* menor. Para mitigar essas perdas, plantas de gaseificação procuram realizar a recuperação do calor em trocadores de calor, por exemplo, para a produção de vapor para alimentar o gaseificador ou a turbina a gás.

Um aumento da pressão no reator faz com que o equilíbrio das reações se desloque em favor do lado de menor volume de gás. Um aumento de pressão desfavorece assim as reações (2), (3) e (4) e favorece a formação de metano através das reações (5) e (7). De outro lado, um aumento da pressão leva a um aumento das pressões parciais dos reagentes O_2 e H_2O o que, por sua vez, aumenta a taxa de conversão. Ademais, a morfologia e reatividade do coque alteram com a pressão. Coque produzido à pressão alta possui um alto grau de macroporos, micropartículas (redução do tamanho do grão do combustível) e alta microporosidade (aumento da superfície específica). Esses efeitos aumentam a superfície total, levando a efeito positivo sobre a reatividade.

Existe uma correlação complexa entre as diferentes variáveis operacionais, o que faz com que conclusões sobre o efeito específico da alteração de condições sejam difíceis. Por exemplo, um aumento da pressão leva a um aumento da velocidade de reação o que, por sua vez, leva a um aumento da temperatura de reação o que por sua vez favorece reações que são desfavorecidas pelo aumento da pressão.

4.2 Tecnologias de Gaseificação

Conforme a Gasification World Database (DOE/NETL 2007a), encontravam-se, em 2007, 144 plantas com mais de 427 gaseificadores em operação, gerando 56.238 MW_{th}²⁴ de gás de síntese. A maior participação dessa capacidade térmica pertence à indústria química com 45%. A produção de líquidos Fischer-Tropsch contribui com 28%, de eletricidade com 19% e de combustíveis gasosos com 8%.

Existem diferentes tecnologias de gaseificação que, no entanto, se dividem em três categorias principais:

- Gaseificadores de leito fixo (também chamado de leito movimentado), onde o combustível é alimentado em grãos grossos e o oxidante flui relativamente devagar de baixo para cima pelo leito (existem sistemas em co-corrente e em contra-corrente, sendo o último o mais comum).
- Gaseificadores de leito fluidizado, onde o combustível é alimentado em forma particulada e misturado com o material do leito. O leito é suspenso pelo fluxo do oxidante.
- Gaseificadores de leito de arraste, onde o combustível é introduzido no reator em forma pulverizada e arrastada pelo fluxo do oxidante à alta velocidade. O tempo de retenção neste reator é muito curto, o que permite alta capacidade de carga.

Gaseificador	Shell	Texaco	Siemens	KRW	BGL
Tipo	Leito de Arraste	Leito de Arraste	Leito de Arraste	Leito Fluidizado	Leito Fixo
Oxidante	O ₂	O ₂	O ₂	Ar	O ₂
Composição do gás de síntese em vol%					
H ₂	29-30	27-29	27	15	27-29
CO	61-63	39-43	64	24	53-57
CO ₂	1	12-14	3	6	1-2
CH ₄	0	0	0	1	5-7
H ₂ O	3	16-19	n.a.	n.a.	3-5
N ₂	4	1	2	43	3-4

Tabela 4-2: composição típica do gás de síntese em diferentes processos de gaseificação de carvão, Fonte: OHTSUKA et al. 2008

²⁴ A capacidade de plantas de gaseificação é medida em MW_{th}, isto é, na quantidade de energia contida no gás de síntese. Essa medida é escolhida porque as plantas produzem diferentes produtos finais. Logo, suas capacidades só podem ser comparadas através do gás de síntese produzido.

Dentre os grupos das respectivas tecnologias, existem, por sua vez, diferenças em relação ao oxidante, condições de operação, sistema de alimentação, remoção de cinzas e método de resfriamento e limpeza do gás de síntese. Essas diferenças são determinantes para a taxa de conversão do combustível²⁵ e a composição do gás de síntese (como apresentado em Tabela 4-2). As causas das diferenças serão explicadas mais detalhadamente nos próximos parágrafos.

A próxima seção apresenta também o *status quo* do desenvolvimento da tecnologia de gaseificação, esclarecendo quais das tecnologias comercialmente disponíveis estão aptas para a utilização em plantas IGCC. O estabelecimento de cada tecnologia será analisado através das informações disponíveis na Gasification World Database (GWD 2007b). Nota-se que essas informações não são abrangentes e, às vezes, estão até ultrapassadas. Porém, apresentam uma base consistente para observar as tendências do mercado.

4.2.1 Gaseificação em Leito Fixo

Descrição técnica

Num gaseificador de leito fixo o combustível geralmente é introduzido pela parte de cima e se move lentamente para baixo pelo efeito da gravidade. O oxidante é introduzido ou pela parte de cima (co-corrente) ou pela parte de baixo (contra-corrente). Em ambos os casos se formam, dentro do reator, diferentes áreas de reação: aquecimento e secagem, decomposição pirolítica, oxidação e redução. Como a operação de gaseificadores em co-corrente se mostrou menos viável que a operação de gaseificadores em contra-corrente²⁶, este capítulo trata somente do último tipo de gaseificador.

Na Figura 4-1 é visualizada a alteração da temperatura em um reator em contra-corrente ao longo das áreas de reação.

²⁵ A taxa de conversão diz respeito à quantidade de carbono que é convertido em gás. Quanto mais carbono permanecer em forma sólida (coque) ou líquida (alcatrão), menor a taxa de conversão.

²⁶ Maior exigências de controle de temperatura, maior exigência de qualidade de combustível, capacidade menor.

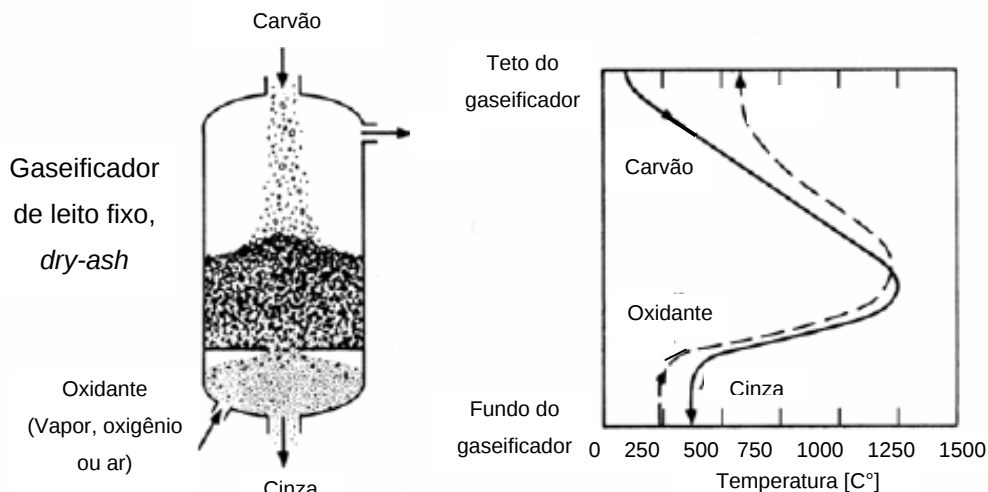


Figura 4-1: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito fixo (contra-corrente). Fonte: HOLT (2004)

O gás de síntese é produzido nas áreas de oxidação e redução do reator onde temperaturas de até 1300°C em gaseificadores *dry-ash* (com cinzas secas), e de 1500°C a 1800°C em gaseificadores *slagging* (de leito de lama), são atingidas (COLLOT, 2006). O gás passa depois pela área da decomposição pirolítica e da secagem, onde é resfriado a temperaturas de 425 – 650 °C (HIGMAN e VAN DER BURGT, 2008) em gaseificadores de carvão ou até 100 – 200 °C em gaseificadores de biomassa (KALTSCHMITT 2001). Essa troca de calor que acontece dentro do reator faz com que esse processo apresente pouca perda de calor, ou seja, alta eficiência, e baixa demanda de oxigênio, sendo que o calor para pré-aquecer o combustível é retirado do gás quente e não precisa ser produzido pela combustão do combustível. A baixa temperatura leva, ademais, a um baixo teor de álcalis no gás de síntese, o que evita corrosão em equipamentos *downstream*. Mas, por outro lado, nas áreas de pírolise e secagem é arrastado material volátil (alcatrão²⁷, fenóis) e vapor que levam à contaminação e ao aumento da umidade do gás de síntese.

²⁷O termo alcatrão é ambíguo. Ele não tem um significado bem definido e é utilizado em diferentes contextos. Na *Tar Guideline*, que foi desenvolvida num projeto do European fifth framework Programme, duas substâncias foram determinadas que podem ser chamadas de alcatrão: alcatrão gravimétrico e compostos individuais orgânicos. Alcatrão gravimétrico é definido como o resíduo de evaporação em condições normais. Compostos orgânicos individuais não são definidos, mas são esperados em gás de síntese oriundo de biomassa. (NEEFT *et al.*, 2002)

A principal exigência de gaseificadores de leito fixo é a boa permeabilidade do leito para evitar quedas de pressão locais e a formação de canais de combustão, o que pode levar a instabilidades na temperatura de saída e composição do gás de síntese. Existem três fenômenos que podem levar a estes problemas: um alto teor de partículas finas, a fusão de combustível no leito e a clinquerização das cinzas.

Material com alto teor de partículas finas não pode ser utilizado, pois o granel pode cair pelas áreas de reação e entupir o leito. Por exemplo, num gaseificador do tipo Lurgi Dry-Ash, conforme Dittus e Johnson apud COLLOT (2006), mais que 5 % p/p do combustível com diâmetro abaixo de 6 mm não é admissível. Geralmente aplicam-se combustíveis a granel de 6 – 50 mm (HIGMAN e VAN DER BURGT, 2008) para gaseificadores a carvão e de 20 – 200 mm para gaseificadores a biomassa (KALTSCHMITT, 2001). A alimentação de combustíveis de alto teor de partículas finas pode ser realizada ou em forma de briquetes ou em forma de lama. Para utilizar carvões que tendem a fusionar (*caking*, veja capítulo 3.2) é preciso fornecer um agitador para manter a homogeneidade e permeabilidade do leito. A formação de clínquer de cinzas pode ser evitada, mantendo as temperaturas abaixo da temperatura de amolecimento das cinzas.

A grande maioria dos gaseificadores instalados é do tipo *dry-ash* onde as cinzas são retiradas no fundo do reator através de uma grade. Para manter a temperatura abaixo da temperatura de amolecimento das cinzas, é preciso utilizar combustíveis com alta temperatura de fusão ou resfriar o processo com nitrogênio ou vapor. A remoção de cinzas em gaseificadores *dry-ash* é menos complexa. De outro lado o controle de temperatura e as exigências em relação à homogeneidade do combustível são mais altas. A dificuldade em manter um perfil de temperatura uniforme para evitar *slagging* e coqueificação faz com que gaseificadores *dry-ash* de leito fixo tipicamente não ultrapassem unidades de 2 MWe (KALTSCHMITT, 2001).

Para combustíveis que possuem uma temperatura de amolecimento baixa foram projetados gaseificadores do modo *slagging*, que operam a temperaturas acima da temperatura de fusão das cinzas. Estes gaseificadores aceitam geralmente uma quantidade maior de material particulado, e apresentam maior rendimento de CO e H₂ (ao invés de CO₂ e CH₄).

Dependendo do tamanho do grão, o tempo de retenção varia de 15 a 60 minutos para gaseificadores de alta pressão que operam com vapor e oxigênio como oxidante, e se estende a varias horas em gaseificadores à pressão atmosférica (COLLOT, 2006). A

pressão em gaseificadores de uso industrial se encontra tipicamente em níveis de 3 MPa.

Participação de mercado

Na Tabela 4-3 são listadas as plantas que operam atualmente com gaseificadores de leito fixo conforme as indicações da base de dados do DOE/NETL (2007b). A Lurgi se estabeleceu como empresa de maior participação de mercado, desenvolvendo diferentes gaseificadores em cooperação com a Sasol e a British Gas. O tipo mais utilizado é o processo de gaseificação Lurgi *Dry Ash*. Somente o tipo BGL e *Multipurpose* são gaseificadores que operam no modo *slagging*. Em 2007, a capacidade instalada contabilizou 19.305 MW_{th} o que apresenta 26 % da geração mundial de gás de síntese.

Experiências foram feitas principalmente com carvão, sendo que o uso de carvão sub-betuminoso e linhito prevalece sobre carvões de maior qualidade. Especialmente na África do Sul foram feitas experiências com plantas de grande porte: em três plantas são produzidos 78 % do total da geração de gás de síntese em leito fixo.

A produção dessas três plantas na África do Sul é destinada à produção de combustíveis líquidos (veja Tabela 4-3). Junto a combustíveis gasosos (10 %) e produtos químicos (5 %) são contabilizados mais que 17.900 MW_{th}. Somente uma parte de 7 % da produção em leito fixo é destinada à produção de energia elétrica. São listadas uma planta na República Tcheca, que produz energia elétrica à base de linhito, e três plantas na Alemanha, produzindo energia elétrica à base de carvão, resíduos de petróleo e resíduos municipais. As instalações na Alemanha fazem parte de uma planta conhecida como *Schwarze Pumpe* que iniciou sua operação em 1964 com gaseificadores de leito fixo à base de biomassa e resíduos (DOE/NETL 2007b). Foram acrescentados outros gaseificadores em 1968 (leito fixo à base de petróleo), 1992 (leito arrastado à base de petróleo) e 1999 (leito fixo à base de carvão e resíduos). A geração em ciclo combinado foi iniciada em 1997 (DOE/NETL 2007b). Em 2005, a planta faliu e foi comprada por uma empresa que pretendia mudar o insumo para carvão, a fim de melhorar a viabilidade econômica da planta. O projeto não foi realizado com sucesso e os gaseificadores antigos de leito fixo foram descomissionados em 2007, assim como ocorreu com o gaseificador de leito arrastado. Somente o gaseificador de leito fixo mais novo (BGL) foi comprado pela Envirotherm e permanece em operação. O ciclo combinado de 56 MW foi modificado para a operação com gás natural (LAUSITZER RUNDSCHAU, 2008).

Planta	Ano	País	Tecnologia	Produto Principal	Insumo	Output em MW _{th}
Sasol-I F-T Syngas Plant	1955	South Africa	Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process	Líquidos Fischer-Tropsch	Carvão betuminoso	970
Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant	1964	Germany	Lurgi Dry Ash Gasification Process	Energia elétrica	Municipal waste	410
Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant	1968	Germany	Lurgi Multi Purpose Gasification Process	Energia elétrica	Petróleo	195
Sasol Synfuels	1977	South Africa	Sasol Lurgi fixed bed, dry bottom	Líquidos Fischer-Tropsch	Carvão sub-bet.	7050
Gasification East Plant	1982	South Africa	Sasol Lurgi fixed bed, dry bottom	Líquidos Fischer-Tropsch	Carvão sub-bet.	7050
Great Plains Synfuels Plant	1984	United States	Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process	Combust. gasosos	Linhito	1900
Shaanxi Ammonia Plant	1987	China	Sasol Lurgi fixed bed, dry bottom	Produtos químicos	Antracito	310
Vresova IGCC Plant	1996	Czech Republic	Lurgi Dry Ash Gasification Process	Energia elétrica	Linhito	635
Schwarze Pumpe Power/Methanol Plant	1999	Germany	BGL (Allied Syngas) Gasification Technology	Energia elétrica	Carvão e resíduos	165
Puyang Ammonia Plant	2000	China	Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process	Produtos químicos	Antracito	310
Zhong Yuan Dahua Group Ltd.	2000	China	Sasol Lurgi Dry Ash Gasification Process	Produtos químicos	Coal	310
Total						19305

Tabela 4-3: Plantas de gaseificação em leito fixo em 2007, Fonte: Elaboração própria com Base em DOE/NETL (2007b)

Produto	Plantas em operação/planejadas (MW _{th})	Plantas em operação/planejadas (%)
Produtos químicos	930	5 %
Combustíveis gasosos	1900	10 %
Líquidos Fischer-Tropsch	15070	78 %
Energia elétrica	1405	7 %

Tabela 4-4: Distribuição da capacidade de geração em leito fixo por produtos em 2007, fonte: Elaboração própria com Base em DOE/NETL (2007b)

Durante a última década não houve novos desenvolvimentos no mercado, um sinal de que essa tecnologia não está no auge do interesse. Isto se deve principalmente a barreiras técnicas: a dificuldade de controle da temperatura do processo e o tempo de retenção necessário limitam a capacidade de carga, e, por conseguinte, a obtenção de economias de escala (redução de custos para maiores escalas produtivas). Ademais, o alto teor de contaminantes no gás de síntese faz com que a gaseificação em leito fixo não seja propensa a aplicações que demandam gás de síntese de alto grau de pureza. Quando se pretende utilizar o gás de síntese para a geração de energia elétrica em turbinas ou motores, por exemplo, tornam-se necessárias complexas instalações de purificação de gás. Atualmente, o gaseificador Lurgi *dry-ash* MK IV representa o modelo mais comum, com mais que 80 unidades instaladas (HIGMAN e VAN DER BURGT, 2008).

4.2.2 Gaseificação em Leito Fluidizado

Descrição técnica

Num gaseificador de leito fluidizado, o oxidante e o combustível são misturados em um leito aquecido de material a granel, por exemplo, calcário, dolomita ($\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$) ou olivina ($(\text{Mg,Fe})_2\text{SiO}_4$). O combustível precisa ser particulado (6–10 mm, HIGMAN e VAN DER BURGT, 2008) e constitui tipicamente menos que 3 % p/p do material sólido do leito. O resto dos sólidos são absorventes, cinzas ou areia.

O leito é fluidizado pelo oxidante, que entra pelo fundo do reator, percorre o reator e sai pela parte de cima. Através da fluidização, as partículas de combustível se espalham velozmente no leito o que permite o aquecimento rápido acima da temperatura de ignição do combustível. Devido à mistura intensa entre as fases sólida e líquida, não se formam diferentes áreas de reação – secagem, pirólise, oxidação e redução – como num gaseificador de leito fixo e o reator mantém uma temperatura uniforme em todas as partes (veja Figura 4-2, que apresenta um projeto básico de um reator de leito fluidizado). A temperatura pode ser facilmente controlada através da quantidade de oxidante que entra no reator.

Em reatores de leito fluidizado, realiza-se o processamento de uma carga maior em comparação com gaseificadores de leito fixo, dado que o tempo de retenção é curto por causa do reduzido tamanho de grão do combustível. Para a gaseificação de serragem, por exemplo, foram atingidas capacidades de 28,0 GJ/m²/h num gaseificador

de leito fluidizado circulante (CFB) e de 4,5 GJ/m²/h num gaseificador de leito fixo (BASU, 2005).

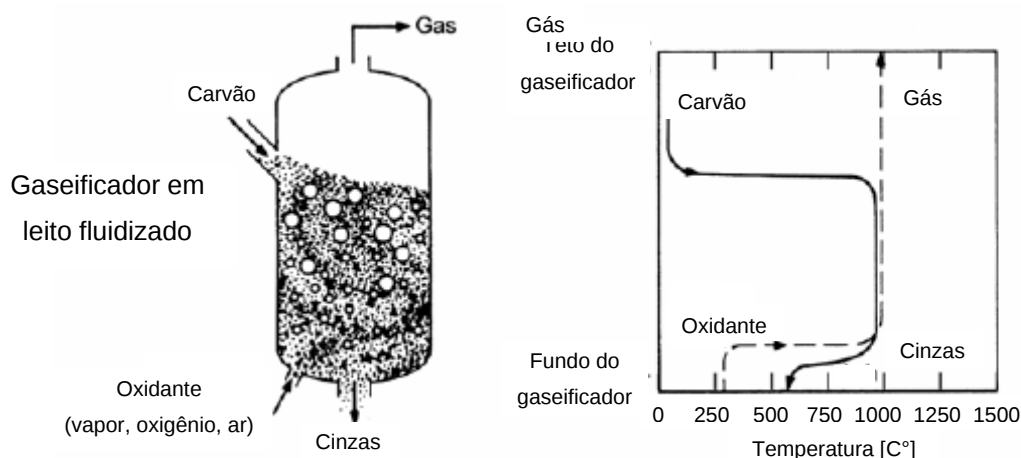


Figura 4-2: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito fluidizado. Fonte: HOLT (2004)

Atualmente se utilizam três diferentes tipos de reatores, o gaseificador de leito borbulhante (bubbling fluidized bed - BFB), com velocidades do oxidante abaixo de 2 m/s, o gaseificador de leito circulante (circulating fluidized bed - CFB), com velocidades do oxidante de 3 a 16 m/s e o gaseificador de leito de transporte (Transport Reactor TR), com velocidades de 15 a 20 m/s (GRACE et al., 1997).

O projeto do BFB é relativamente simples. Esses reatores processam combustíveis com um tamanho de 0,03 a 3 mm (GRACE et al., 1997). A desvantagem desse reator é o arraste não desejado de partículas finas, antes que elas sejam gaseificadas. Métodos para aproveitar esse material arrastado incluem a sua combustão em uma caldeira separada (COLLOT, 2006) ou a sua separação em ciclones e recirculação. Um espaço vazio acima do leito, chamado de *freeboard*, pode reduzir o arraste de materiais sólidos. O gás de síntese continua reagindo com partículas de combustível e as partículas voltam caindo para o leito, pois a velocidade de fluxo diminui consideravelmente nessa parte. Num CFB, por sua vez, o processo é projetado para arrastar o leito e recircular as partículas que ultrapassam certo peso ou tamanho. O arraste se realiza através da velocidade mais alta do gás oxidante, o que leva automaticamente a um consumo de energia maior. Este *design* permite que o tempo de retenção de cada partícula se adapte a seu tamanho e se atinjam melhores taxas de conversão. Conforme COLLOT (2006), tempos de retenção típicos se encontram numa faixa de 10 e 100 s. O tamanho de grão do combustível se encontra numa faixa de 0,05 a

0,5 mm (GRACE et al., 1997). O TR funciona parecido a um reator de leito de arraste (veja próxima seção). O combustível é alimentado em forma pulverizada (0,02 a 0,08 mm – GRACE et al., 1997) e percorre o reator a alta velocidade, sem ser recirculado.

Reatores de leito fluidizado aceitam uma faixa maior de tamanhos de partícula, e um teor maior de partículas finas, quando comparados aos gaseificadores de leito fixo. Sendo assim, essa tecnologia é mais apta para combustíveis heterogêneos como biomassa e resíduos. Porém, certa faixa de tamanho de partícula não pode ser ultrapassada, para não causar distúrbios na fluidização (essa faixa depende das propriedades físico-mecânicas do respectivo combustível).

Gaseificadores de leito fluidizado operam geralmente em níveis de temperatura abaixo da temperatura de fusão das cinzas (950 – 1100°C para carvão e 800-950 °C para Biomassa - Higman 2008), para evitar a fusão das cinzas, que pode levar à formação de clínquer e conseqüente perda de fluidização do leito²⁸. Combustíveis com alta temperatura de amolecimento de cinzas e pouca tendência à fusão (*caking*) são preferidos para o processo.

Gaseificadores de leito fluidizado permitem maiores teores de enxofre, pois o mesmo pode ser retido no leito por absorventes (em forma de sulfeto de cálcio ou ferro, quando utilizado calcário ou dolomita no leito). A eficiência de retenção atinge normalmente até 90% (COLLOT, 2006). Vale ressaltar que, mesmo que o processamento de combustíveis com alto teor de enxofre seja possível, a operação solicita uma adição maior de absorventes e, por conseguinte, um aumento de quantidades de sólidos que precisam ser retirados do processo. Isto, por sua vez, leva a um aumento do custo total do processo.

A baixa temperatura em gaseificadores de leito fluidizado desfavorece o craqueamento térmico de voláteis e alcatrão que são gerados durante o processo e leva, assim, a maior contaminação do gás de síntese e menor taxa de conversão. Portanto, combustíveis de alta reatividade, como linhito ou biomassa, mostram-se mais aptos para este tipo de gaseificação. Para a gaseificação de carvão, a tecnologia até hoje não se estabeleceu por causa da sua baixa taxa de conversão de carbono.

²⁸ A perda de fluidização devida à aglomeração de cinzas constitui um dos maiores problemas do gaseificador. A alimentação contínua faz com que a perda de fluidização se torne um processo autopromotor: na fase inicial de aglomeração, o comportamento de fluidização é perturbado o que leva a picos locais de temperatura que, por sua vez, provocam outras aglomerações. Uma distribuição uniforme de temperatura não é mais possível e a operação do reator precisa ser interrompida para trocar o leito.

4.2.2.1 Participação de mercado

Na Tabela 4-5 são listadas as plantas que operam atualmente com gaseificadores de leito fluidizado. Ao contrário do desenvolvimento da tecnologia de leito fixo percebe-se uma maior variedade de ofertantes²⁹.

Planta	Ano	País	Tecnologia	Produto principal	Insumo	Output em MW _{th}
Gorazde Ammonia Plant	1952	Ex-Iugoslávia	Low Pressure Winkler Gasification Process	Produtos químicos	Linhito	15
Pietarsaari ACFBG Unit	1983	Finlândia	Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier	Combust. gasosos	Biomassa/ Resíduos	30
Norrundet ACFBG Unit	1984	Suécia	Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier	Combust. gasosos	Casca de madeira	20
Rodao ACFBG Unit	1985	Portugal	Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier	Combust. gasosos	Casca de madeira	15
Värnamo IGCC Demonstration Plant	1993	Suécia	Foster Wheeler Pressurized Circulating Fluidized Bed Gasifier	Energia elétrica	Biomassa/ Resíduos	15
Wujing Gas Plant No. 2	1994	China	GTI U-GAS Gasification Process	Combust. gasosos	Carvão bet.	400
Kymijärvi ACFBG Plant	1998	Finlândia	Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier	Energia elétrica	Biomassa/ Resíduos	50
Varkaus ACFBG Plant	2001	Finlândia	Foster Wheeler Atmospheric Circulating Fluidized Bed Gasifier	Combust. gasosos	Resíduos de embalagem	30
Sanghi IGCC Plant	2002	Índia	GTI U-GAS Gasification Process	Energia elétrica	Linhito	100
Orlando Gasification Project	2010	EUA	KBR Transport Reactor Gasification Process	Energia elétrica	Carvão	400

Tabela 4-5: Plantas de gaseificação em leito fluidizado em 2007. Fonte: Elaboração própria com Base em DOE/NETL (2007b)

Plantas de grande porte foram instaladas somente pela U-Gas. A KBR projeta a instalação do primeiro gaseificador comercial de grande porte no ano 2010. A Foster–Wheeler conseguiu se estabelecer com plantas de menor porte que processam biomassas

²⁹ Note que além dos gaseificadores instalados existem mais variações que não foram realizadas em escala industrial e por isso não entraram na listagem do DOE/NETL

e resíduos. As informações da tabela mostram que a gaseificação em leito fluidizado, na prática, é feita com carvão de baixa qualidade, biomassa e resíduos (com exceção de uma planta na China).

Como a maioria das plantas instaladas é de porte relativamente pequeno, a produção em leito fluidizado atinge menos de 2 % da produção total de gás de síntese. Conforme mostrado em Tabela 4-6, uma participação grande é destinada à geração de energia elétrica. Porém, devido ao porte das plantas de geração, a geração elétrica geralmente é realizada em motores a gás (que estão disponíveis em escalas menores do que as turbinas a gás) ou através da co-combustão do gás de síntese em caldeiras.

Produto	Plantas em operação/planejadas (MW _{th})	Plantas em operação/planejadas (%)
Produtos químicos	16	1%
Combustíveis gasosos	505	47%
Energia elétrica	555	52%

Tabela 4-6: Distribuição da capacidade de geração em leito fluidizado por produtos em 2007. Fonte: Elaboração própria com Base em DOE/NETL (2007b)

Vale também mencionar a planta Piñon Pine, uma planta IGCC de demonstração que foi parcialmente financiado pelo programa Clean Coal Technology Initiative (CCTI) do *Department of Energy* (DOE) dos EUA (selecionada no quarto período do programa em 1992). A planta foi projetada para operar com um gaseificador de leito fluidizado pressurizado do tipo Kellogg/Rust/Westinghouse (KRW) com carvão betuminoso. O projeto se encerrou em 2001, pois a planta não alcançou a operação estável por diversas falhas técnicas (DOE/NETL, 2002b). Vale notar que, conforme o relatório do DOE/NETL (2002b), essas falhas ocorreram principalmente no sistema de remoção de partículas e não no próprio gaseificador.

4.2.3 Gaseificação em Leito de Arraste

Descrição técnica e condições de operação

Em gaseificadores de leito de arraste, partículas pulverizadas (<100 µm) de combustível são injetadas no reator e reagem com vapor, oxigênio ou ar em fluxo paralelo a altas velocidades. O curto tempo de retenção permite uma capacidade de gzu

.carga muito alta (por volta de 2000 t/d). O controle da razão combustível/oxidante é de grande importância e precisa ser mantida dentro de limites estreitos para manter uma chama estável perto da ponta do injetor. Como a carga que se encontra efetivamente no reator é muito pequena e atravessa o reator à velocidade elevada, o processo reage com alta sensibilidade a alterações em relação à alimentação de combustível e oxidante³⁰. Dos três tipos de gaseificação, essa tecnologia apresenta, então, as exigências mais altas com respeito à homogeneidade do combustível. Porém, é a tecnologia que consegue converter a mais ampla faixa de combustíveis em um gás de alta qualidade. Isto se deve às suas condições de operação: temperaturas entre 1200 e 1600°C e pressões entre 2 e 8 MPa permitem altas taxas de conversão para todos os combustíveis, independentemente das características de combustão. Temperatura e a pressão se estabelecem uniformemente no gaseificador (veja Figura 4-3). Para poder lidar com essas condições extremas, um gaseificador de leito de arraste geralmente é de maior complexidade, o que implica em um custo mais alto. Mas, isto pode ser compensado através da compacidade maior do reator.

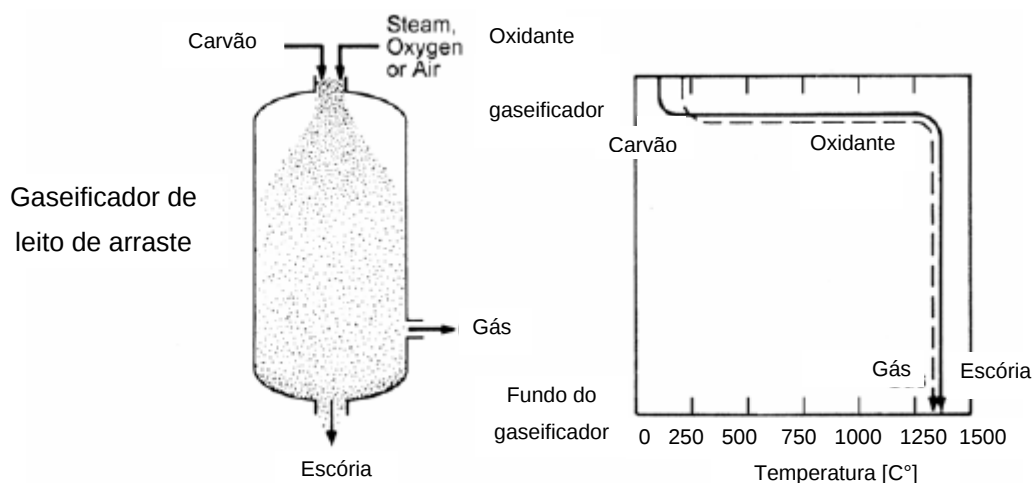


Figura 4-3: Esquema e perfil de temperatura em gaseificadores de leito de arraste. Fonte: HOLT (2004)

Nota-se que quase todos os gaseificadores de leito de arraste comercializados utilizam oxigênio como oxidante³¹, o que facilita atingir as temperaturas de operação.

³⁰ A sensibilidade do reator se refere especialmente ao poder calorífico e à umidade do combustível, que determinam quanto precisa ser introduzido para manter a temperatura de operação.

³¹ A Mitsubishi Heavy Industries MHI começou a testar um airblown entrained flow 250 MW IGCC em setembro de 2007 (EPRI 2009)

Relativamente às outras tecnologias antes descritas, o leito de arraste consome mais oxidante. Enquanto gaseificadores de leito fixo e fluidizado operam com uma taxa oxigênio/carvão abaixo de 0,7 kg/kg, gaseificadores de leito de arraste necessitam taxas acima de 0,9 kg/kg (LIU et al., 2010a).

Por causa do curto tempo de retenção, o combustível precisa ser pulverizado para ser processado. Para a introdução de material pulverizado se estabeleceram dois tipos de alimentação, chamados *dry-feed* e *slurry-feed*. O *dry-feed* exige do material uma boa moabilidade e é realizado através de um sistema de vasos de pressão e transporte pneumático do material pulverizado. O *slurry-feed* exige a formação de uma *slurry* (lama) para introduzir o material no reator através de um sistema de bombeamento. A alimentação de líquidos e *slurries* no reator sob condições de pressão têm sua vantagem na simplicidade das instalações e no fato de não precisar de gás auxiliar (N₂, CO₂), como é necessitado na alimentação por sistemas pneumáticos. Por outro lado, o uso de um *slurry* reduz a eficiência de conversão devido à quantidade de água adicional que precisa ser evaporada no processo. O uso de biomassa em sistemas de alimentação de gaseificadores de leito arrastado se mostra amiúde problemática, devido a sua má moabilidade.

Por causa das altas temperaturas, as cinzas são geralmente removidas em fase líquida (*slagging gasifiers*). Duas temperaturas importantes foram definidas para processos em leito de arraste, a temperatura de fusão das cinzas (TFC) e a temperatura de viscosidade crítica (TVC) (a escória deve ser mantida a uma viscosidade de 8–15 Pa.s - CODA et al., 2007). A princípio, a TFC de um combustível deve se encontrar abaixo da temperatura de operação. A TVC é a temperatura mínima de operação e depende geralmente da composição das cinzas (especialmente dos compostos SiO₂/Al₂O₃) (COLLOT 2006). Uma solução comum para ampliar o âmbito de combustíveis aplicáveis é a adição de flux³² ou mistura com combustíveis que possuem um TFC inferior.

Gaseificadores de leito de arraste foram concebidos para carvões com teor de cinzas de mais de 6 % p/p (CODA et al., 2007). Contudo, carvões com teor de cinzas muito alto (> 20 %) não são recomendados para gaseificadores que operam no modo

³² Flux denomina substâncias que levam à redução da temperatura de fusão das cinzas. Substâncias comuns para esses fins são, por exemplo, cálcio, potássio e magnésio.

slagging, pois o alto teor de cinzas leva a uma diminuição da eficiência, devido ao aumento do consumo de oxigênio, que é necessário para derreter as cinzas, e pela perda de calor com a saída das cinzas do reator, que não pode ser plenamente recuperado. Logo, essa tecnologia apresenta o melhor desempenho com carvões betuminosos de menor teor de cinzas. Carvões de qualidades inferiores também podem ser gaseificados, mas o aumento da demanda de oxigênio e a diminuição da *cold gas efficiency* tornam a operação menos econômica. A gaseificação de biomassa pode criar problemas por causa do caráter agressivo das suas cinzas. Para biomassa, a gaseificação em condições abaixo da TFC, ou seja, em gaseificadores de leito fixo ou fluidizado, pode ser mais adequada.

A aceitação de combustíveis com alto teor de enxofre ou halogenados depende da resistência dos materiais do reator e das instalações downstream. Diferente de gaseificadores de leito fluidizado, não existem possibilidades de reter os contaminantes no reator ou nas cinzas. Devido às condições severas de operação do leito de arraste, um alto teor de contaminantes pode causar danos mais graves do que ocorreria em gaseificadores de leito fixo ou fluidizado.

O processo em leito de arraste se destaca pela alta taxa de conversão do combustível. Isto faz com que o gás de síntese esteja livre de contaminações de voláteis e alcatrão e não contenha CH_4 . As concentrações de CO , H_2 , CO_2 e H_2O dependem das condições do processo (presença de água, oxigênio, temperatura, etc.). Mas, a alta taxa de conversão e alta temperatura implicam também na diminuição da *cold gas efficiency*, ou seja, mais energia química é transformada em calor, cuja transformação em energia elétrica é menos eficiente do que a transformação da energia química do gás de síntese.

O gás de síntese precisa ser resfriado para remover contaminações como enxofre, álcalis e material particulado. Para o resfriamento do gás de síntese se estabeleceram várias tecnologias cuja diferença principal se encontra na questão se o calor sensível do gás de síntese é recuperado ou não. Na saída do gaseificador, a temperatura do gás de síntese está acima da TFC, o que faz com que as cinzas tendam a se depositar em superfícies e causar corrosão e entupimentos em instalações de resfriamento. Para evitar esses problemas, o gás de síntese precisa, primeiro, ser resfriado em unidades especiais que são menos propensas a sofrer incrustação ou entupir que trocadores de calor convencionais convectivos. Nessas unidades especiais, a temperatura do gás de síntese é resfriado abaixo da temperatura TFC. Unidades que

permitam a recuperação de calor são, por exemplo, unidades de *quench*³³ com uma parcela do gás de síntese já resfriado ou resfriadores de radiação (*radiant syngas cooler*). Essas unidades reduzem a temperatura do gás de síntese a temperaturas abaixo de 900°C (DOE/NETL, 2007b), para que o gás possa, em seguida, ser encaminhado para trocadores de calor convencionais. O calor recuperado é usado geralmente para a geração de vapor de alta pressão que é utilizado no ciclo a vapor da planta IGCC.

Outro método de resfriamento é o *quench* com água. O *quench* com água resfria o gás de síntese imediatamente abaixo de 260 °C (DOE/NETL, 2007c). A essa temperatura, o gás pode ser diretamente encaminhado para as instalações de purificação. Esse design é simples e possui um custo de capital menor comparado às outras tecnologias de resfriamento, pois os trocadores de calor levam a um custo de investimento maior. Porém, no resfriamento de *quench* com água, diferentemente do resfriamento com trocadores de calor, o calor sensível não é recuperado. Numa planta IGCC, o resfriamento do gás com trocadores de calor leva, então, a uma eficiência total maior do que aquela observada na aplicação do *quench* com água. Isto, porém, vale somente para plantas sem CCS. Em plantas com CCS, o *quench* com água traz vantagens técnicas que serão tratadas na seção 5.2.2.

Participação de mercado

A gaseificação em leito de arraste experimentou um forte desenvolvimento durante as últimas décadas. De fato, 72 % da geração de gás de síntese ocorrem atualmente em 115 plantas com gaseificadores de leito de arraste³⁴. Como indicado na Tabela 4-7, 50 % da produção se baseiam em carvão, outros 13 % processam coque de petróleo ou misturas de carvão e coque de petróleo e 37 % operam com resíduos pesados de refinaria. Biomassa e resíduos ainda não possuem um papel significativo.

Na Tabela 4-8 observa-se que a aplicação da gaseificação em leito de arraste se concentra nos setores químico (57 %) e elétrico (31 %). A gaseificação em leito de arraste é atualmente, então, a única das três tecnologias que ganhou relevância no setor

³³ Trata-se do resfriamento rápido do gás de síntese por contato direto com a substância responsável pelo resfriamento.

³⁴ Foram consideradas somente as plantas que processam combustíveis sólidos ou resíduos pesados de refinaria. Plantas de gaseificação de gás ou frações leves de refinaria não entraram na listagem.

elétrico. Ao contrário da gaseificação em leito fixo, apenas uma pequena parcela destes gaseificadores se destina à produção de combustíveis líquidos e gasosos (3 % e 7 %).

Produto	Plantas em operação/planejadas (MW _{th})	Plantas em operação/planejadas (%)
Carvão	26480	50%
Carvão/ coque de petróleo	6842	13%
Resíduos de refinaria	19238	37%
Resíduos municipais sólidos	34	0%

Tabela 4-7: Distribuição da capacidade de geração em leito de arraste por insumos em 2007. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

Produto	Plantas em operação/planejadas (MW _{th})	Plantas em operação/planejadas (%)
Produtos químicos	30134	57%
Líquidos Fischer-Tropsch	1775	3%
Combustíveis gasosos	3595	7%
Elettricidade	16335	31%
Outros	861	2%

Tabela 4-8: Distribuição da capacidade de geração em leito de arraste por produtos em 2007. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

O mercado de gaseificação em leito de arraste é altamente concentrado: 45 % da produção total é gerada em gaseificadores da Shell (23.600 MW_{th}). Gaseificadores da GE são responsáveis por 39 % (20.275 MW_{th}) e gaseificadores da ConocoPhillips (E-Gas) por 14 % (7340 MW_{th}) do total. Os restantes 2 % de geração são divididos entre modelos da Mitsubishi Heavy Industries (MHI) e Siemens. Vale notar que é comum encontrar os nomes de diferentes outros ofertantes entre gaseificadores existentes, como, por exemplo, Koppers-Totzek, PRENFLO ou GSP. Essas, todavia, não são tecnologias diferentes, mas tecnologias que foram adotadas por uma das grandes empresas mencionadas, no caso indicado pela Shell e pela Siemens.

Uma exceção no mercado é a Termoselect, uma empresa que oferece gaseificadores de resíduos, que se estabeleceu no mercado japonês com gaseificadores de pequeno porte, que suprem motores a gás para a geração de energia elétrica. Na

Europa foram instalados dois gaseificadores para a operação de turbinas a gás que encerraram a operação em 1998 e 2004³⁵.

Para analisar o desenvolvimento e as tendências da tecnologia de gaseificação em leito de arraste é observada, a seguir, a capacidade acumulada de instalações durante as últimas décadas, diferenciando os ofertantes e dividindo o mercado em três regiões: a Ásia/Austrália/Oriente Médio, Europa e América. Considerando, como na análise das outras tecnologias, as plantas listadas na base de dados no DOE/NETL (2007b), incluem-se também plantas que são projetadas para iniciar a operação nos próximos anos.

Na Ásia/Austrália/Oriente Médio, houve forte crescimento especialmente durante a última década. A região ultrapassou com uma produção de mais de 15.000 MW_{th} de gás de síntese a capacidade de gaseificação da Europa e da América. O rápido crescimento ocorreu principalmente na China, onde se concentravam, em 2007, mais que 80 % da capacidade total da região.

Até o ano 2000, a gaseificação nessa região se baseou principalmente em resíduos de refinaria. O forte crescimento a partir de 2000 se baseia quase exclusivamente em carvão. Resíduos de refinaria contabilizam hoje somente 28%, e o carvão por sua vez 72%. O primeiro projeto de geração de energia elétrica foi realizado em 2001. O mercado se concentra, porém, fortemente no setor químico. Por muito tempo, a GE manteve a posição do líder do mercado. Contudo, a Shell ultrapassará a GE em termos de participação de mercado até o ano 2010. Os projetos futuros indicados na GWD (DOE/NETL 2007b) são planejados exclusivamente pela Shell.

³⁵ Na Europa, a Thermoselect instalou duas plantas, uma na Itália em 1992 e uma na Alemanha em 1999. A planta italiana foi uma planta piloto com capacidade de 100 t/d que operou somente para a realização de experiências em relação a aspectos técnicos, ambientais e de segurança. A planta fechou em 1998. A planta na Alemanha encerrou sua operação em 2004 por inviabilidade econômica (RIEGEL, 2009)

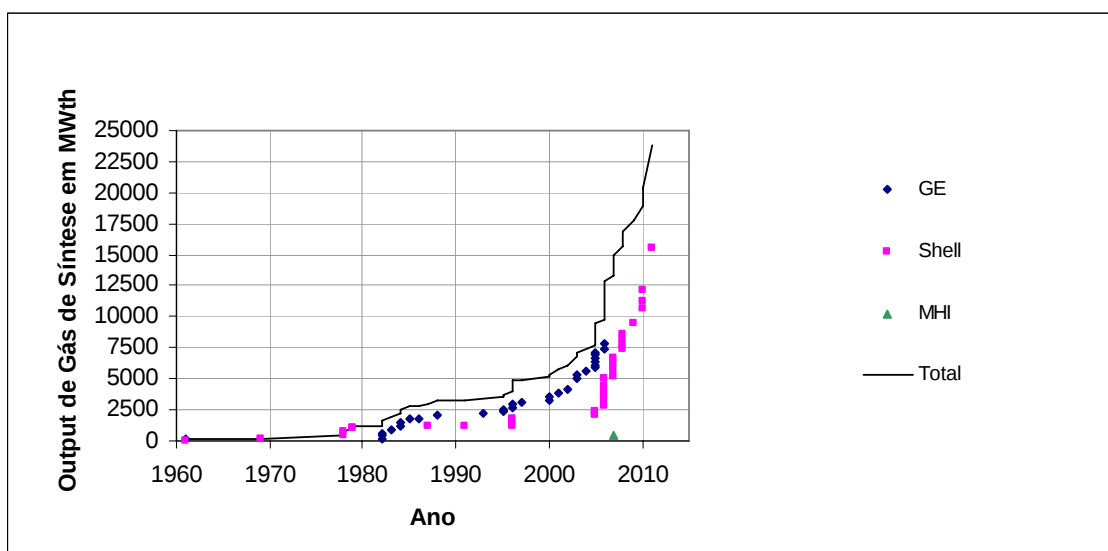


Figura 4-4: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na Ásia/Austrália/Oriente Médio. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

O crescimento na Europa é relativamente estável. Até o ano 2010, a capacidade ultrapassará 10.000 MW_{th}. No mercado europeu, a tecnologia da Shell prevalece: 81 % dos gaseificadores operam com resíduos de refinaria e somente 19 % com carvão. Existem quatro plantas, das quais três produzem eletricidade em IGCC, começando nos anos 1990 com uma planta na Holanda, uma na Espanha e uma na Itália, cujo início de operação é projetado para este ano. No total existem nove plantas produzindo eletricidade, contabilizando 48 % do gás de síntese produzido. O resto é destinado principalmente para a indústria química. A produção de combustíveis sólidos ou líquidos não ocorre em portes relevantes.

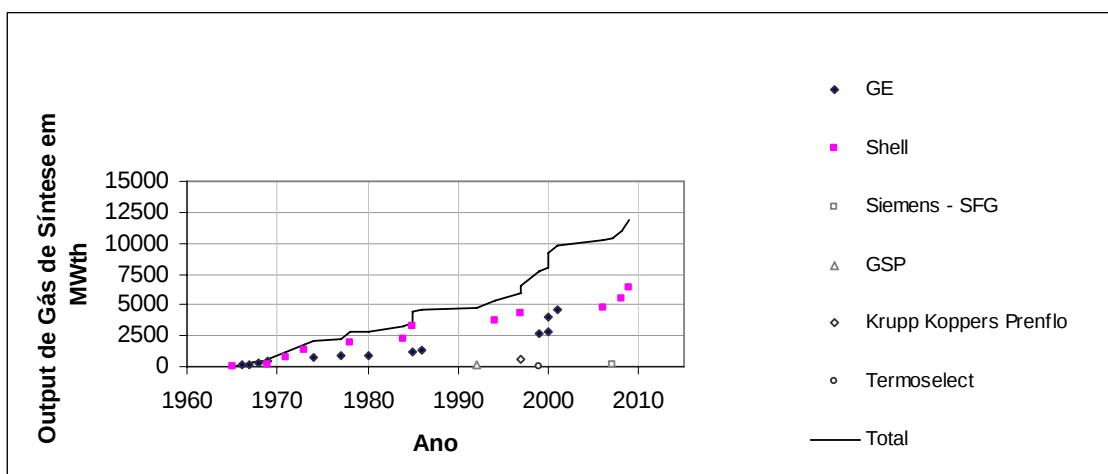


Figura 4-5: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na Europa. Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

Como já mencionado neste trabalho, duas das plantas indicadas em Figura 4-5, o gaseificador da Thermoselect e da GSP, encerraram a operação por inviabilidade econômica em 2004 e 2007.

Na Europa, diferentemente da Ásia/Oriente Médio e América, na GWD não são listadas plantas projetadas. Na MIT CCSD (2009), porém, encontram-se informações sobre o planejamento de mais duas plantas de IGCC (RWE Goldenbergwerk e Nuon Magnum, veja Tabela 2-4) cujo início de operação é projetado para 2015.

Na América do Norte, a capacidade instalada de gaseificação permanece inferior àquela das outras regiões até o ano 2010. Mas, se os projetos planejados nos EUA forem realizados conforme anunciados pela GWD, a região ultrapassará a Europa a partir do ano 2012. O mercado dos EUA é dominado pela GE, mas a E-Gas está ganhando uma participação de mercado maior. A Shell praticamente não se estabeleceu nessa região (das quatro plantas, três são localizadas fora dos EUA, uma na América Central, uma na América do Sul e uma no Canadá).

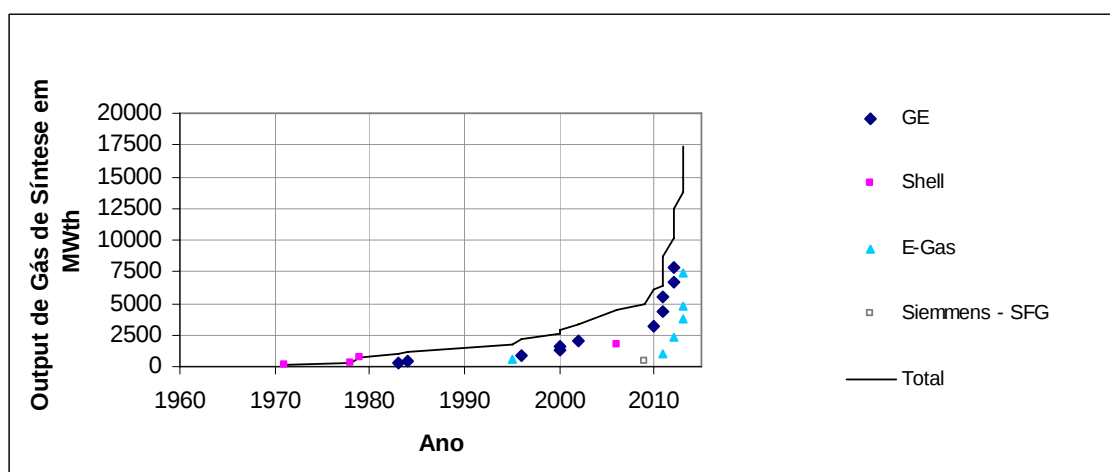


Figura 4-6: Plantas existentes e planejadas de gaseificação em leito de arraste na América do Norte e Sul.
Fonte: Elaboração própria com base em DOE/NETL (2007b)

Diferentemente das outras regiões observadas, a gaseificação nos EUA se baseia principalmente em carvão como insumo (84 %). Somente 16 % da geração são baseadas em resíduos de refinaria. Por sua vez, 51 % da geração de gás de síntese são destinadas à geração de energia elétrica. Note-se ainda que somente 9 % já estão em operação, enquanto 42 % ainda se encontram em fase de desenvolvimento ou construção para iniciar a operação no período entre 2011 e 2013.

5 A Integração da Gaseificação em Plantas IGCC com/sem CC

Nessa seção são analisadas as exigências que plantas IGCC com e sem CC têm em relação ao gás de síntese, ou seja, ao processo de gaseificação, e quais tecnologias de gaseificação cumprem melhor essas exigências. Em primeiro lugar, essas exigências dizem respeito às contaminações e às características de combustão do gás de síntese, para poder utilizá-lo nas unidades *downstream*. Mas, também, dizem respeito a regulamentos ambientais, que impõem limites de emissão de diferentes poluentes como SO_x, NO_x e material particulado. Plantas IGCC com CC apresentam exigências diferentes que plantas sem CC. As exigências diferem em relação às características de combustão do gás de síntese e ao nível permitido de contaminação.

5.1 Contaminações e Sistemas de Remoção

Contaminações em forma de alcatrão (compostos orgânicos de elevado ponto de ebulição/ cadeias longas de hidrocarbonetos) e material particulado (cinza e material do leito do reator), álcalis (principalmente compostos de sódio e potássio), compostos de enxofre (H₂S e COS), halogênios (HCl e HF) e nitrogênio (HCN e NH₃) encontram-se no gás de síntese. Enquanto os teores de alcatrão e material particulado dependem principalmente da tecnologia de gaseificação, o teor dos outros contaminantes depende do insumo utilizado (veja nos capítulos 3 e 4.2).

Diferentemente de plantas termelétricas convencionais, em plantas IGCC, a remoção de todos os contaminantes ocorre antes da combustão, sendo a remoção dos contaminantes do gás de síntese mais econômica do que a remoção de contaminantes do gás de exaustão (KATZER *et al*, 2007). A alta pressão e baixo volume do fluxo de gás levam a essas vantagens. Como já mencionado acima, o gás de exaustão apresenta um fluxo até 10 vezes maior. Como a quantidade total dos contaminantes não se altera, os contaminantes se encontram mais diluídos no gás de exaustão do que no gás de síntese comprimido. Ademais, os contaminantes no gás de síntese se encontram em compostos diferentes que, após a combustão, no exausto. Sendo assim, em plantas IGCC, são necessárias instalações de remoção de NH₃, COS, H₂S, enquanto em plantas convencionais são necessárias instalações de remoção de NO_x e SO_x.

Para a combustão em turbinas a gás, o gás de síntese precisa atender as exigências da turbina em relação à pureza e ao poder calorífico. A limpeza do gás de

síntese deve garantir a remoção de contaminações para evitar a danificação da turbina. Compostos de alcatrão, por exemplo, condensam a temperaturas abaixo de 300°C e se depositam em filtros e tubulações. Partículas causam erosão em turbinas e motores a gás e reduzem, assim, drasticamente o seu tempo de vida. Álcalis levam à corrosão de gás quente e a depósitos nas instalações de conversão. Valores limites são indicados na Tabela 5-1.

Contaminantes	Teor admissível no gás de síntese [mg/Nm ³]
Partículas	<1
Alcatrão	<5
Álcalis	<0,2
H ₂ S, COS	<1
Halogenados	<1

Tabela 5-1: Limites para contaminações do gás de síntese para a utilização em turbinas a gás. Fonte: BANDI (2003)

Por razões de eficiência, seria desejável retirar os contaminantes a temperaturas altas, mas as tecnologias disponíveis operam próximo da temperatura ambiente (DOE/NETL, 2008b). Assim, o gás de síntese precisa ser resfriado após a gaseificação e novamente aquecido na unidade de combustão. O uso de trocadores de calor para a geração de vapor a partir do calor oriundo do gás de síntese reduz as perdas de eficiência devidas ao resfriamento do gás, mas aumentam o custo de capital da planta (veja também em 4.2.3).

- Material Particulado e Álcalis.

A presença de sólidos no gás combustível e seus produtos de combustão causam erosão nos sistemas de combustão e nos componentes da seção quente, principalmente os bocais de expansão e as palhetas fixas e móveis. As partículas sólidas são normalmente provenientes de ferrugem nos tubos, especialmente na presença de água. As cinzas da combustão aderem nas superfícies das partes quentes degradando a eficiência aerodinâmica do equipamento e reduzindo a potência disponível da instalação. A taxa com que estes depósitos se acumulam e a capacidade de removê-los são função da composição do combustível, eficácia do tratamento de purificação, projeto da turbina, temperatura das partes metálicas, entre outros. Para a remoção de material particulado são utilizados ciclones, filtros e unidades de lavagem do gás.

Os álcalis presentes no combustível tendem a evaporar nas temperaturas do gaseificador. Para assegurar baixo conteúdo de álcalis nas instalações *downstream* do gaseificador, o gás de síntese precisa ser resfriado abaixo de 600°C, condensando os álcalis nas superfícies das partículas presentes no gás (KALTSCHMITT, 2001).

- Nitrogênio e Enxofre

Dependendo da composição do combustível, o gás de síntese pode conter contaminações relevantes de compostos de enxofre e nitrogênio. Além do problema dos poluentes SO_x e NO_x, que seriam gerados na combustão, compostos de enxofre podem, também, ter efeitos negativos nas instalações *downstream* do gaseificador.

O enxofre se encontra no gás em forma de H₂S e COS. COS é transformado em H₂S por hidrólise, e, em seguida, o H₂S é removido por uma unidade de absorção. A concentração de H₂S e COS no gás de síntese se encontra na faixa de 1000 a 1400 ppmv (OHTSUKA et al., 2008), sendo que o teor de H₂S é até 10 vezes maior. Numa planta IGCC, a remoção de H₂S é necessária para evitar danos por corrosão na turbina a gás, provocados por sulfatos. O teor de H₂S precisa ser mantido abaixo de < 20 ppmv (Mitchell apud OHTSUKA et al., 2008).

- Cloro

Cloro é o halogênio que se encontra com mais frequência em carvões com tipicamente 0,01 – 0,1 % p/p (R.M. Davidson apud OHTSUKA et al., 2008). Quando carvão é injetado num gaseificador, uma quantidade considerável do cloro é convertido em ácido clorídrico (HCl) durante o processo de pirólise. A preocupação principal em relação ao nível de HCl na planta IGCC diz respeito a problemas de corrosão que são causados quando o mesmo se deposita como cloretos de álcali em superfícies de trocadores de calor ou da turbina. A concentração máxima na especificação de turbinas a gás é, portanto, 1–2 ppm (Mitchell apud OHTSUKA et al., 2008).

5.2 A captura de carbono e suas exigências

A captura de carbono em Plantas IGCC requer a instalação de dois processos adicionais (fora da compressão e do transporte de CO₂):

- A unidade para a reação *Water-Gas-Shift* (WGS), onde CO reage com H₂O, gerando H₂ e CO₂. A velocidade da reação aumenta com a temperatura, o equilíbrio, porém, é influenciado pela temperatura e se desloca para o CO e H₂O a temperaturas elevadas. Então, para otimizar a conversão, essa unidade consiste normalmente de dois reatores, um que opera a temperaturas por volta de 350°C e um que opera por volta de 200°C..
- A unidade de remoção de CO₂.

São observadas, nessa seção, as tecnologias aplicáveis para a remoção de CO₂ em plantas IGCC e, para fins de comparação, em plantas convencionais a carvão.

5.2.1 Tecnologias de Captura de Carbono

Existem várias possibilidades de realizar a separação de carbono do exausto de uma termelétrica: absorção física e química (ou uma associação das duas), adsorção em sólidos, separação por membranas e separação criogênica. Todavia, esses processos apresentam desempenhos diferentes e não se encontram no mesmo nível de desenvolvimento. A separação criogênica é muito energo-intensiva e, por conseguinte, cara demais³⁶; a separação por membranas é interessante, mas essa tecnologia ainda não está disponível para aplicações em escala industrial; a adsorção em sólidos não é ainda compatível com o processamento de grandes volumes. Atualmente, somente a absorção química e a absorção física estão sendo aplicadas em plantas de grande porte (KANNICHE e BOUALLOU, 2007). Esses processos consistem, no mínimo, de duas colunas, uma para a absorção do CO₂ e outra para a recuperação do solvente.

³⁶ O uso da separação criogênica se restringe a plantas *oxy-fuel*. Em plantas *oxy-fuel*, a combustão é realizada através de um fluxo de oxigênio em vez de ar. O fluxo de exaustão dessas plantas se compõe principalmente de CO₂, H₂O, e algumas impurezas como compostos oxidados (SO₂/SO₃) e eventualmente N₂ e Ar devido a fugas no air separation unit (ASU). Portanto, após a condensação da água e remoção de impurezas, o CO₂ pode ser diretamente preparado para o transporte e armazenamento. Os custos e a penalidade energética relacionados à separação criogênica e as exigências em relação à pureza do fluxo de CO₂ comprometem a viabilidade desse processo. O consumo de energia de um ASU que produz oxigênio de pureza de 95 % requereria 200kWh/t O₂ (David, M. e Fuentes. F. apud BLOMEN *et al*, 2009)

Os solventes químicos reagem com o CO_2 com uma ligação química. Esses solventes possuem uma alta capacidade de absorção a concentrações e pressões relativamente baixas. Porém, a pressões mais altas (aproximadamente acima de 8 bar – KANNICHE *et al.*, 2010), a capacidade de absorção se estabiliza. Solventes físicos são solventes que absorvem o substrato somente através de processos físicos. Esses solventes apresentam um comportamento diferente. Sua capacidade de absorção cresce linearmente com a pressão parcial ou a concentração do substrato. Logo, solventes químicos são mais favoráveis para aplicações em plantas de queima pulverizada do carvão, onde o CO_2 se encontra diluído no exausto (0,1 MPa e 4-15 % v/v, LIU e GALLAGHER, 2010b), enquanto solventes físicos são adotados para a remoção de CO_2 em plantas IGCC onde as correntes apresentam pressões parciais ou concentrações mais altas (2-7 MPa, 15 -40 % v/v, LIU e GALLAGHER 2010b) (veja Grafico 6-1).

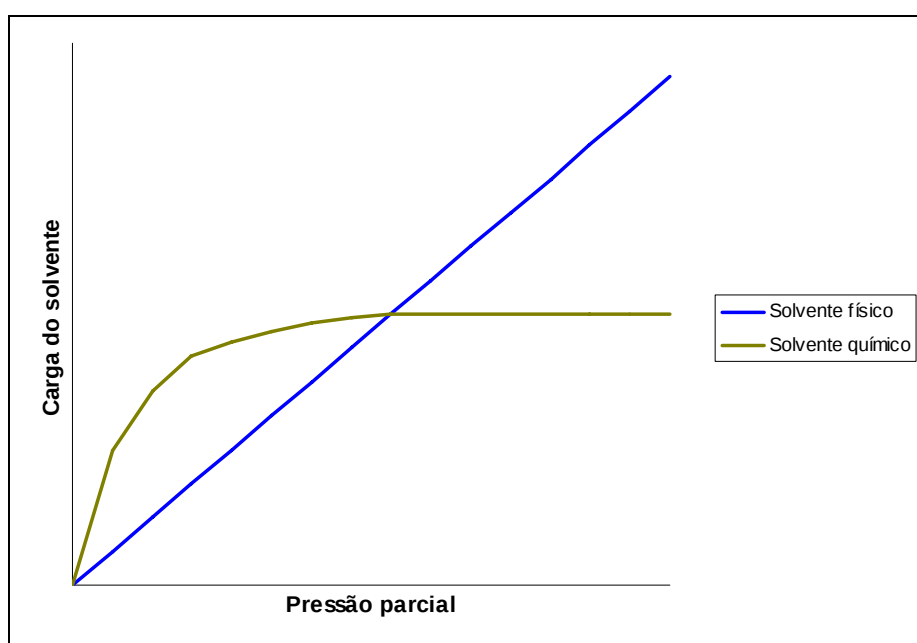


Figura 5-1: Comparação qualitativa do comportamento de solventes químicos e físicos, Fonte: BRECKENRIDGE *et al.* (2000)

A regeneração de solventes físicos é realizada por diminuição de pressão, enquanto a regeneração de solventes químicos ocorre por aquecimento do solvente. Por conseguinte, a regeneração do solvente físico é geralmente menos energo-intensiva que a regeneração de solventes químicos.

A absorção química é o processo que é atualmente desenvolvido para ser aplicado no curto prazo (em longo prazo, visa-se a aplicação de membranas). Os

solventes mais aplicados são misturas de aminas. Em especial utilizam-se monoetanolamina (MEA) e metildietanolamina (MDEA). Esses solventes são bases. MEA é uma base mais forte que MDEA e, por conseguinte, forma ligações mais fortes com o CO₂, sendo empregada quando se precisa de uma alta taxa de remoção. MDEA é uma base menos forte e é utilizada para correntes com concentrações maiores. A mistura dos solventes visa a combinar as vantagens das duas substâncias (BMU *et al.*, 2005).

A principal desvantagem da absorção química é o seu alto consumo de energia para a regeneração do solvente e sua instabilidade, ou seja, sua tendência a formar sais. A absorção ocorre tipicamente a temperaturas entre 40 e 50°C e a pressões por volta de 1 bar. A recuperação do solvente ocorre a 100°C e 1,2 bar (BMU *et al.*, 2005), portanto, o processo necessita de uma grande quantidade de calor (aproximadamente 4,2 MJ/kgCO₂ para processos convencionais utilizando MEA como solvente (Chapel *et al.* apud BLOMEN *et al.* 2009). Como os solventes são corrosivos, as instalações precisam ser de aço inox. O processamento de capacidades de 4500 tCO₂/d é considerado praticável, o que corresponde à emissão de uma planta termelétrica a carvão de cerca de 300 MW (BMU *et al.* 2005).

Existem outras tecnologias de absorção química. ALSTOM implementou, por exemplo, em setembro do ano de 2009, uma planta piloto que remove aproximadamente 100.000 tCO₂/ano numa termelétrica da AEP em New Haven, W.Va. O processo, chamado *ALSTOM Chilled Ammonia Process*, utiliza carbonato de amônio como solvente (AEP, 2009). O bicarbonato de amônio é reconvertido em carbonato de amônio num regenerador. A IEA indicou num estudo de 2007 (BLOMEN, 2009), que o *Chilled Ammonia Process* consome 50 % da energia a menos que o processo convencional a base de MEA. Outro processo a base de amônia é uma tecnologia patentada pela ECO₂. (MCLARNON e DUNCAN, 2009). A MHI comercializou um processo de captura a base de aminas histericamente impedidas. O processo, chamado *KM-CDR Process*, utiliza KS-1, um solvente que foi desenvolvido em colaboração com a Kansai Electric Power (MHI, 2009).

Solventes físicos, tais como metanol, carbonato de propileno, metilpirrolidona (NMP), dimetil éter de polietilenoglicol (Selexol TM), possuem alta estabilidade e não levam à corrosão nas instalações. SELEXOL® é um solvente físico líquido desenvolvido por Allied Signal nos anos 1950, que é utilizado para o tratamento de gás de síntese e gás natural para a remoção de H₂S e CO₂. O solvente é uma mistura de

éteres dimetílicos e polietilenoglicol, e é representado pela fórmula $\text{CH}_3(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_n\text{CH}_3$, onde n se encontra entre 3 e 9. Desde os projetos iniciais de plantas IGCC, como por exemplo, no projeto *Cool Water* na Califórnia, SELEXOL vem sendo utilizado e continua sendo o solvente físico mais aplicado para remoção de CO_2 em projetos de plantas IGCC.

Membranas possuem uma série de vantagens em comparação às tecnologias de absorção e adsorção, como sua simples manutenção, seu baixo consumo de energia devido à ausência de transições de fase e sua alta confiabilidade. Sendo assim, a tecnologia de membranas avançou significativamente na área de separação de CO_2 durante os últimos anos, especialmente para adoçamento de gás natural. Em plantas IGCC, a corrente de gás de alta pressão e a alta concentração de CO_2 favorecem a aplicação de membranas. Porém, como a aplicação em plantas IGCC traz muitas exigências, por exemplo, a resistência a CO_2 , H_2 , H_2O e H_2S , alta capacidade e alta seletividade H_2/CO_2 , as membranas ainda não alcançaram a maturidade técnica para serem aplicadas em plantas de grande porte. Ademais, o uso de membranas traz a desvantagem de produzir uma corrente de CO_2 a baixa pressão. Normalmente, em aplicações de CCS, o CO_2 é comprimido para ser transportado para seu destino. Portanto, a separação por membrana, quando comparado com processos que operam com pressões mais altas, exige mais energia na unidade de compressão.

Outro desenvolvimento recente é a captura em gaseificadores de leito fluidizado do tipo FICFB (Fast Internally Circulating Fluidised Bed) por um absorvente de CO_2 , tipicamente uma substância mineral, como calcário ou dolomita (DE FELICE ET AL., 2009). O absorvente circula entre o gaseificador e um combustor, para manter um processo contínuo. O processo endotérmico de gaseificação e a reação exotérmica de carbonatação combinam bem e seu acoplamento auxilia a sustentar as reações de devolatilização e gaseificação. A recuperação do absorvente se realiza pela combustão de coque residual. Esse processo é especialmente interessante para aplicações de biomassa, na medida em que esse insumo é mais apto para o processo em reatores de leito fluidizado.

5.2.2 A Integração da Captura de Carbono no Sistema

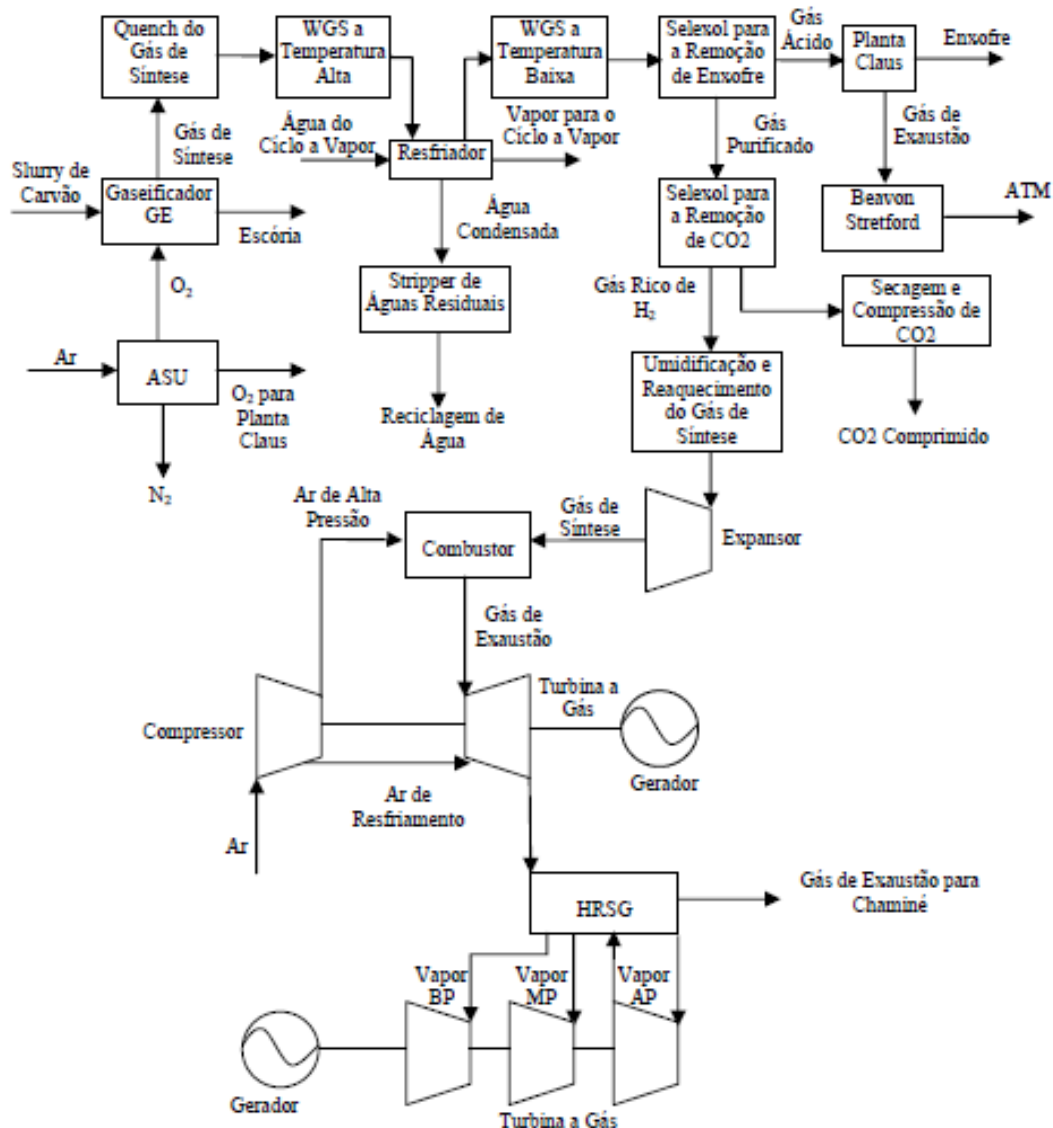


Figura 5-2: Esquema exemplar de uma planta IGCC com CCS: Gaseificador da GE, *quench com água, clean-shift*, Fonte: CHEN e RUBIN (2009)

Em processos IGCC, a remoção de enxofre ocorre, como a remoção de CO_2 , antes da combustão. A sequência dessas unidades de purificação depende de características da reação WGS. As instalações do WGS podem se situar antes ou depois da remoção de enxofre. A vantagem de situá-lo após a remoção de enxofre (*clean-shift*) é que catalisadores de custos mais baixos podem ser utilizados no WGS. A desvantagem é que o *clean-shift* provoca maior perda de eficiência energética do sistema IGCC, como a corrente de gás teria que ser resfriado para a remoção de enxofre

e, em seguida, novamente aquecido e saturado com vapor para entrar no reator WGS. Sendo assim, o WGS situa-se normalmente antes da remoção do enxofre.

Como a unidade WGS requer a adição de vapor, em plantas IGCC com CC, o *quench* com água é mais adequado que o *quench* com gás. Em plantas com *quench* com água, o vapor é automaticamente gerado através do resfriamento do gás, enquanto, em plantas com *quench* com gás, o vapor precisa ser gerado em outras unidades e adicionado ao gás de síntese, o que leva a uma penalidade energética maior (veja próxima seção).

5.3 A geração de energia elétrica com e sem CCS

5.3.1 A Combustão do Gás de Síntese em Turbinas a Gás

Em plantas IGCC sem CC, o gás de síntese que é queimado na turbina se compõe de CO e H₂. Em plantas IGCC com CC, o CO é transformado em CO₂ nos reatores WGS, e o gás combustível contém quase exclusivamente H₂. Nos dois casos, as turbinas a gás precisam ser adaptadas. Turbinas a gás disponíveis no mercado são tipicamente dimensionadas para o processamento de gás natural, ou seja, um gás que contém principalmente metano. O gás de síntese apresenta características de combustão diferentes das do metano, o que faz com que a câmara de combustão das turbinas precise ser adaptada para o uso de gás de síntese.

Combustível	Poder calorífico [MJ/Nm ³]	Temperatura adiabática de chama [°C] com $\lambda = 1$ ³⁷
Monóxido de Carbono CO	10,783	2123
Hidrogênio H ₂	12,633	2086
Metano CH ₄	35,883	1922

Tabela 5-2: Valor calorífico e Temperatura de Chama Adiabática na combustão com ar. Fonte: elaboração própria com base em ZIMMER (1998)

CO e H₂ possuem uma temperatura adiabática de chama maior que o metano (veja Tabela 5-2), o que levaria automaticamente a um aumento de geração de óxidos de nitrogênio. A fim de evitar este efeito, é adicionado nitrogênio e/ou vapor na combustão, diminuindo assim a temperatura de combustão e o risco da formação de

³⁷ λ é um índice que indica a relação entre ar e combustível. Quando a quantidade de ar numa combustão fornece O₂ o suficiente para a oxidação completa do combustível λ possui o valor 1.

misturas explosivas de H_2 e O_2 . O poder calorífico do gás combustível se reduz assim até 4000 MJ/m^3 (DOLEZAL, 2001).

Ademais, relativamente ao que ocorre com gás natural, na combustão de gás de síntese é gerado um maior teor de vapor no fluxo de exaustão. Isto leva a um aumento da transferência de calor e, por conseguinte, a um aumento do desgaste dos materiais. Para compensar este efeito e manter o tempo de vida dos materiais, a temperatura de entrada da turbina precisa ser diminuída, o que se realiza através da injeção de N_2 ou água (MAURSTAD, 2005).

O poder calorífico dos gases combustíveis derivados da gaseificação é baixo quando comparado ao de outros combustíveis, por exemplo, destilados e o gás natural, que possuem um poder calorífico entre 35 e 40 MJ/Nm^3 . Para manter o fluxo de energia na turbina mesmo com um gás de baixo poder calorífico, o volume da corrente de gás precisa ser aumentado. No caso do uso de gás de síntese, é necessário um volume 5 a 8 vezes o volume normal que se verifica com combustíveis de médio e alto poderes caloríficos. O sistema de combustão, que inclui as válvulas de controle de gás, os condutos, os combustores e os bocais de expansão, deve ser redimensionado para suportar este volume adicional.

5.3.2 Penalidade energética e perda de eficiência

A redução da eficiência de uma planta IGCC com CC em relação a uma planta sem CC se deve aos seguintes fatores:

- A reação WGS é exotérmica e transforma uma parte da energia química do gás de síntese em calor. A transformação desse calor em energia elétrica é menos eficiente que a transformação de energia química, logo, ocorre uma perda na eficiência total de conversão de energia química em energia elétrica.
- Restrições na temperatura de combustão levam à redução da eficiência da máquina térmica.
- Se a razão vapor/carbono na reação WGS é baixa demais (como, por exemplo, em gaseificadores com sistema *dry-feed*), vapor precisa ser adicionado à reação WGS. Esse vapor é normalmente retirado da turbina a vapor e apresenta uma perda na geração de eletricidade.

- A regeneração do solvente para a remoção de CO₂. Utilizando um solvente químico, por exemplo, MDEA, ao contrário de um solvente físico, ocorre também uma perda considerável de energia no processo de regeneração do solvente.
- Trabalho necessário para a compressão de CO₂

Essa redução é geralmente indicada ou como penalidade energética ou como perda de eficiência. A penalidade energética é indicada pela alteração percentual da eficiência de uma planta com e uma planta sem CCS, onde se usa como referência geralmente a planta sem CCS:

$$P_e = (\eta_{ref} - \eta_{cap}) / \eta_{ref}$$

P_e Penalidade energética

η_{ref} Eficiência da Planta IGCC sem CCS

η_{cap} Eficiência da Planta IGCC com CCS

A perda de eficiência, por sua vez apresenta a alteração da eficiência como valor absoluto:

$$p_e = (\eta_{ref} - \eta_{cap})$$

p_e Perda de eficiência

No IPCC Special Report on Carbon Dioxide and Storage (IPCC, 2005) foram apresentados os resultados de diversos estudos sobre plantas IGCC sem e com CC. As eficiências relatadas se encontram numa faixa de 38,0 % a 47,4 % para plantas IGCC sem CC e numa faixa de 31,5 % a 40,1 % para plantas IGCC com CC (veja Tabela 5-3). A amplitude dessas faixas ressalta o grau de incerteza que ainda existe em relação ao desempenho tecnológico. A penalidade energética se encontra numa faixa de 13,6 % e 20,5 %, e a perda de eficiência é de 5,3 a 8 pontos percentuais.

Os dados indicados na Tabela 5-3 mostram também que, nos estudos relatados, não existe uma correlação evidente entre a penalidade energética ou a tecnologia de gaseificação ou o nível de compressão de CO₂. Porém, tanto as diferenças no nível de compressão de CO₂, quanto as diferentes tecnologias de gaseificação levam, de fato, a diferentes penalidades energéticas. Como mencionado acima, o gaseificador com resfriamento de quench com água é menos penalizado do que o gaseificador com resfriamento com gás de síntese e trocadores de calor (veja 4.2.3), pois, no quench com

água, o vapor necessário para a reação WGS é automaticamente adicionado ao gás de síntese.

Referência citada	NETL	NETL	NETL	Parsons	Simbeck	IEA GHG	IEA GHG	IEA GHG	Rubin	Rubin
Tecnologia de Gaseificação	Shell	E-Gas	GE	E-Gas	GE	GE	GE	Shell	GE	GE
Compressão do CO ₂	14,5	14,5	8,3	8,3	-	11,0	11,0	11,0	13,7	13,7
Eficiência sem CCS [%]	47,4	46,7	39,1	44,8	44,6	38,0	38,0	43,1	39,1	39,1
Eficiência com CCS [%]	40,1	40,1	31,1	38,5	39,0	31,5	32	34,5	33,8	33,8
Penalidade energética [%]	15,4	14,1	20,5	14,1	12,6	17,1	15,8	20,0	13,6	13,6
Perda de eficiência [%]	7,3	6,6	8,0	6,3	5,6	6,5	6,0	8,6	5,3	5,3

Tabela 5-3: Dados sobre Penalidades Energéticas e Perdas de Eficiência de Plantas IGCC com CCS em Relação a Plantas IGCC sem CCS, Resumidos no IPCC Report on Carbon Dioxide and Storage (IPCC, 2005)

5.4 Aptidão de Diferentes Tecnologias de Gasificação

5.4.1 Comparação entre as Três Categorias Principais

A melhor tecnologia de gaseificação para uma determinada aplicação depende dos objetivos da mesma e dos insumos a utilizar. Nessa seção, é feita uma análise comparativa simplificada entre as três diferentes tecnologias principais de gaseificação, a fim de identificar qual é a mais apta para aplicações de IGCC sem e com CC, e qual oferece flexibilidade para processar diferentes combustíveis e a possibilidade de operar com combustíveis de baixa qualidade. São comparados gaseificadores de leito de arraste, leito fluidizado e leito fixo. Para a comparação foram abordadas as seguintes questões:

- Aptidão para o processamento de combustíveis de baixa qualidade
- Tolerância em relação à uniformidade do combustível
- Eficiência do processo, através da taxa de conversão de carbono e da *cold gas efficiency*
- Aptidão da composição do gás de síntese para CC

- Experiência de operação
- Capacidade, ou seja, a possibilidade de instalar plantas de grande porte para obter economias de escala

Dependendo do projeto, esses fatores deveriam adotar diferentes pesos. Em um projeto que visa à introdução de um sistema de CC e que dispõe sobre carvão de alta qualidade, a primeira característica seria negligenciável enquanto a quarta característica se torna essencial. A presente avaliação, contudo, não prioriza uma característica específica. Portanto, foi atribuído o mesmo peso a cada fator.

	Leito de Arraste	Leito Fluidizado	Leito Fixo
Aptidão para combustíveis de baixa qualidade	1	2	1
capacidade de retenção de enxofre	0	2	0
capacidade de operar com altos teores de cinzas	1	2	2
Tolerância em relação à uniformidade do combustível	0	1	0
forma e tamanho de grão do combustível	0	1	0
umidade/poder calorífico	0	1	0
comportamento das cinzas	1	0	0
Eficiência do processo	1	1	1
conversão de carbono	2	0	0
<i>cold gas efficiency</i>	0	1	1
Aptidão da composição do syngas para CCS	2	1	0
Experiência de operação	2	0	2
Capacidade de carga	2	1	0
Soma	8	6	4

Tabela 5-4: Análise comparativa da aptidão das diferentes tecnologias de gaseificação para plantas IGCC com CCS e para o (co-)processamento de diferentes combustíveis. A pontuação escolhida altera entre 0 (mínimo) e 2 (máximo). Algumas das categorias (em negrito) se compõem de subcategorias e foram determinados pela média arredondada das subcategorias. Para a pontuação final se somaram somente as categorias.

Como visto nas seções anteriores, em todas as três categorias existem diferentes tipos de gaseificadores, que se diferenciam em várias características. Dentre as diferentes categorias, por sua vez, encontram-se reatores mais e menos aptos para determinados fins. Todavia, as diferenças entre reatores da mesma categoria geralmente não são tão relevantes que compensariam as propriedades aqui indicadas³⁸. A Tabela 5-4 mostra os resultados encontrados que serão comentados em seguida.

³⁸ Uma exceção é o gaseificador da BGL, um reator de leito fixo que se diferencia consideravelmente dos reatores comuns por operar a temperaturas acima da TFC. Como a Gasification World Database (DOE/NETL 2007b) indica somente uma planta em operação, a relevância dessa tecnologia foi considerada negligenciável para essa comparação simplificada.

- Aptidão para o processamento de combustíveis de baixa qualidade

Primeiro, foi observada a capacidade das diferentes tecnologias de lidar com um alto teor de cinzas e enxofre. Gaseificadores de leito fluidizado, por exemplo, oferecem a possibilidade de remover compostos de enxofre durante a gaseificação, e aceitam altos teores de cinzas que são removidas no estado sólido. Gaseificadores de leito fixo operam, também, em condições que permitam a remoção das cinzas em estado sólido e conseguem, assim, lidar com maiores quantidades de cinzas. Gaseificadores de leito de arraste operam acima da TFC. Portanto, devem responder a exigências mais rígidas em relação às cinzas, pois a quantidade e o comportamento da escória são essenciais para o funcionamento do gaseificador e o material é mais exposto à corrosão pelos sais das cinzas. A melhor aptidão para o processamento de combustíveis de baixa qualidade é apresentado por gaseificadores de leito fluidizado, classificados com 2 pontos, gaseificadores de leito fixo e leito de arraste foram classificados com 1 ponto, sendo que gaseificadores de leito fixo possuem geralmente ainda mais capacidade de lidar com altas quantidades de cinzas.

- Tolerância em relação à uniformidade do combustível

Para averiguar a flexibilidade que uma tecnologia tem para processar diferentes combustíveis foram comparadas as exigências de cada uma em relação à uniformidade e especificidade do combustível. Trata-se de um lado da uniformidade física, que é importante para o sistema de alimentação e para o tempo de retenção no gaseificador, e de outro lado da uniformidade química, isto é, a uniformidade na composição, por exemplo, em relação à umidade, poder calorífico e composição das cinzas. Quanto mais exigente se mostra certa tecnologia em relação à uniformidade e especificidade do combustível, menos apta é para processar diferentes combustíveis.

A gaseificação em leito de arraste requer a pulverização do combustível devido ao curto tempo de retenção, a tolerância em termos de alterações do tamanho do partícula é muito baixa (0). O leito fixo, também, solicita uniformidade na forma do combustível, para garantir a uniformidade do leito (0). No leito fluidizado, por sua vez, a tolerância é maior, sendo que o tempo de retenção pode se adaptar ao tamanho das partículas, porém, partículas muito finas deveriam ser evitadas (1).

A tolerância em relação a alterações de propriedades como umidade e poder calorífico é muito baixa em reatores de leito de arraste e de leito fixo (0). Somente reatores de leito fluidizado toleram alterações, sendo que possuem através do leito certa

capacidade de compensar alterações (1). A melhor capacidade de tolerar mudanças no comportamento de cinzas apresentam os reatores de leito de arraste, pelo menos quando operam bem acima da TFC (1). As outras duas tecnologias operam abaixo dessa temperatura. Se o comportamento das cinzas mudar e a TFC do combustível baixar, o processo seria gravemente prejudicado (0). Como resultado obtém-se então que a gaseificação em leito fluidizado possui certa tolerância de operar com alternantes combustíveis (1). Em gaseificadores de leito de arraste e de leito fixo, a alteração das características dos combustíveis levaria provavelmente a problemas no processo (0).

- Eficiência do processo

A eficiência do processo se define por dois fatores principais: a taxa de conversão de carbono e a *cold gas efficiency*. A taxa de conversão indica quanto do carbono do combustível é efetivamente convertido em gás (CO, CO₂ ou CH₄), e quanto é perdido como alcatrão³⁹ ou coque que remanesce nas cinzas ou. Ela cresce com o aumento do tempo de retenção e da severidade do processo, isto é, a temperatura e pressão. Contudo, quanto mais severo o processo, mais energia ele consome. Assim, uma alta taxa de conversão leva à redução da *cold gas efficiency*, sendo que a temperatura do processo é normalmente gerada pela queima parcial do combustível. Ou seja, quanto maior a temperatura, maior se torna a quantidade de combustível que foi transformada em calor sensível, em vez de continuar armazenada como energia química no gás de síntese. A recuperação de calor para pré-aquecer o combustível tem uma influência positiva na *cold gas efficiency*, pois o calor fornecido pela recuperação de calor substitui calor que seria gerado pelo próprio insumo, como ocorre em gaseificadores de contra-corrente⁴⁰.

O calor sensível do gás de síntese, quando não recuperado durante o processo de gaseificação, pode ser recuperado em trocadores de calor após a gaseificação, gerando vapor para a reação WGS ou para a turbina a vapor. Assim, as melhores eficiências se

³⁹ Em plantas com baixa taxa de conversão, os resíduos não convertidos são normalmente recirculados ou aproveitados em caldeiras separadas.

⁴⁰ O melhor exemplo para esse conceito é o gaseificador BGL. Nesse modelo, a gaseificação ocorre à temperatura de 2000°C. Conforme o princípio do gaseificador de leito fixo com contra-corrente, o gás de síntese passa pelo leito fixo, aquecendo o combustível e sai do gaseificador com a temperatura de aproximadamente 500°C. Assim se atingem, neste gaseificador altas taxas de conversão e uma alta *cold gas efficiency*.

obtêm normalmente em plantas com condições severas e altas taxas de recuperação de calor. Gaseificadores de leito de arraste permitem uma alta taxa de conversão de carbono (2), porém, baixa *cold gas efficiency* (0), o que leva a uma eficiência média no total (1). Gaseificadores de leito fixo e leito fluidizado apresentam baixas taxas de conversão de carbono (0), mas a recuperação de calor durante o processo é mais alta (1), resultando, também, numa eficiência média (1).

- Aptidão da composição do gás de síntese para CC

Devido à decomposição do material volátil do combustível é gerado CH_4 durante a gaseificação. Se esse metano persiste ou não depende da temperatura e da cinética do processo de gaseificação. O gás de síntese oriundo de gaseificadores com temperaturas de saída abaixo da TFC, tipicamente gaseificadores de leito fixo e de leito fluidizado, possui teores de CH_4 de 10 a 15 % v/v (HOLT, 2004). Em gaseificadores com temperatura de saída acima da TFC (gaseificadores de leito de arraste) os teores de CH_4 permanecem geralmente abaixo de 1 % (ZHENG e FURINSKY, 2004).

Em plantas onde é projetada a instalação de um sistema de CCS, é desejável um alto teor de CO e H_2 , que são os insumos para a reação WGS. Em plantas IGCC sem CC, a presença de CH_4 é certamente aceitável, levando até a um aumento na eficiência. Em plantas com CC, porém, a presença de CH_4 aumenta a quantidade de carbono, que não pode ser processada na reação WGS e, por consequência, não seria removido no sistema de captura de carbono. Gaseificadores de leito fixo e fluidizado produzem geralmente um gás pouco apto para plantas com CC (0). Somente a gaseificação em leito de arraste fornece, de fato, um gás de síntese propenso para plantas de separação de CO_2 (2).

- Experiência de operação e capacidade

Finalmente foram observados dois detalhes práticos que influenciam significativamente a viabilidade econômica dos processos, a experiência de operação e a capacidade. A experiência operacional leva geralmente à diminuição de custos através do aprendizado tecnológico e do risco tecnológico menor (veja também nas seções 6.3 e 6.5). O aumento da capacidade de carga provoca geralmente significantes reduções de custos devidos a economias de escala. Gaseificadores de leito de arraste conseguiram durante os últimos anos ganhos significantes na experiência operacional (2), o processo de leito fixo, também, possui boa experiência operacional, especialmente devido às

plantas instaladas na África do Sul (2). Somente a gaseificação em leito fluidizada apresenta somente pouca experiência em escala comercial (0) (veja seção 4.2). Quanto a capacidade de carga, gaseificadores de leito de arraste operam com cargas típicas que levam a uma produção equivalente a $> 200 \text{ MW}_{\text{el}}$ (2). Gaseificadores de leito fixo são limitados a $< 100 \text{ MW}_{\text{el}}$, e seu *scale-up* é limitado (0). Gaseificadores em leito fluidizado possuem mais experiência de operação em pequena escala ($< 50 \text{ MW}_{\text{el}}$), mas plantas de grande porte ($> 200 \text{ MW}_{\text{el}}$) são planejadas pela KBR (1) (DOE/NETL 2007b).

No total a avaliação resultou em 8 pontos para a gaseificação em leito de arraste, 6 pontos para a gaseificação em leito fluidizado e 4 pontos para a gaseificação em leito fixo. A alta pontuação para o leito de arraste se dá principalmente pela aptidão para a adição de sistemas de CCS e pela experiência de operação e alta capacidade de carga. Quanto ao processamento de combustíveis de baixa qualidade ou à flexibilidade de processar diferentes combustíveis, reatores de leito de arraste perdem geralmente para reatores de leito fluidizado ou leito fixo. Reatores de leito fixo não apresentam características que os levam a vantagens em relação a gaseificadores de leito fluidizado ou leito de arraste. Seguindo o resultado dessa avaliação, esse trabalho se concentra, a partir daqui, na gaseificação em leito de arraste.

5.4.2 Diferenças na Otimização de IGCC com e sem CC

A otimização do projeto de uma planta IGCC sem CC difere em alguns aspectos relevantes da otimização de uma planta com CC. A melhor tecnologia de gaseificação (*dry-feed*, *slurry-feed*), a configuração do gaseificador (*quench com água* ou *quench com gás de síntese*), o sistema de purificação do gás ácido, a pressão de operação e o modelo da turbina diferem conforme a incorporação ao IGCC do CC.

Em projetos sem captura, o uso de pressões entre 2,8 a 4,1 MPa (DOE/NETL, 2007c) e instalações para a maior recuperação de calor dos gaseificadores (por exemplo resfriadores de radiação) são favoráveis, para obter mais vapor para a turbina a vapor, e, por conseguinte, uma eficiência líquida maior. Os gaseificadores *dry-feed* atingem eficiências mais altas que gaseificadores *slurry-feed*, além da vantagem de permitirem carvões de menor qualidade, com menor poder calorífico, uma vez que não misturam a carga com água.

Em projetos com captura, a operação em pressão mais alta, a 6,0 MPa, é requerida. Diferente do caso sem CC, os modelos *slurry-feed* e *full-quench* (que corresponde com o gaseificador da GE) são mais eficientes, sendo que esses representam o modo mais eficiente de obter o vapor necessário para a reação WGS, evitando a necessidade de instalações adicionais de geração de vapor e/ou a retirada de vapor do ciclo Rankine. O aumento da pressão reduz os custos da captura e recuperação de CO₂, e da sua compressão para o transporte.

Ademais, o projeto de uma turbina para a combustão de gás com alta concentração de hidrogênio é diferente do de turbinas que são otimizadas para gás de síntese. Uma alteração das correntes de combustível e oxidante torna-se necessária para compensar a perda de energia química que ocorre na reação WGS. Esta reação converte uma parte do gás de síntese de energia química para calor sensível.

6 Análise de custos

Como os capítulos precedentes mostraram, a viabilidade técnica de plantas IGCC e plantas CC foi testada em diferentes projetos, e a integração desses processos é considerada tecnicamente praticável. A introdução da tecnologia em grande escala no setor elétrico depende, então, principalmente da sua viabilidade econômica, ou seja, sua competitividade entre as tecnologias de geração de eletricidade. Neste capítulo serão avaliados os custos da tecnologia IGCC, com e sem CC, e, para poder avaliar sua competitividade em relação a outras tecnologias de geração elétrica a carvão, os custos de plantas a carvão pulverizado (PC)⁴¹.

O objetivo deste capítulo é a análise do desenvolvimento da viabilidade econômica de plantas IGCC com CC durante a última década, e do grau de incerteza que rege as estimativas. Seguiram-se três passos: a revisão dos custos relatados na literatura científica, a revisão dos custos relatados para projetos planejados e a modelagem de custos para analisar as influências de pressupostos relacionados ao risco tecnológico de plantas IGCC e as possibilidades de financiamento das mesmas.

Na revisão de literatura, foram considerados os estudos relevantes entre 2000 e 2009. Estes estudos apresentam uma faixa de resultados relativamente ampla (veja seção 6.2.2). Isto se deve, de um lado, a diferenças nos pressupostos, no escopo e na metodologia dos estudos, e reflete, de outro lado, o grau de incerteza que ainda afeta os dados econômicos das plantas IGCC (veja seção 6.1.4). Para levar em consideração as possíveis incompatibilidades entre os diferentes estudos, não se compararam estes estudos diretamente, mas foram consultados somente os estudos que trataram tanto de plantas IGCC quanto de plantas PC, garantindo, assim, que os custos das plantas se fundamentariam na mesma base de dados e pressupostos.

A maioria das estimativas de custos na literatura que apresenta um bom detalhamento e certa sistemática enfatiza a tecnologia de gaseificação em leito de arraste, isto é, gaseificadores da Shell, GE e ConoccoPhillips. Tanto o National Energy Technology Laboratory (NETL) quanto o Electric Power Research (EPRI) publicam

⁴¹ Neste trabalho, foram consideradas plantas a carvão pulverizado com ciclo a vapor sub, supercrítico e ultrasupercrítico. A combustão em leito fluidizado não foi analisada, sendo que essas plantas processam geralmente carvões de qualidade inferior e, por isso, não competem diretamente com plantas IGCC.

periodicamente estudos sobre custos de geração a carvão. Existe, então, uma base de dados abrangente para a observação dos custos de IGCC com esses gaseificadores. Por falta de dados na literatura, uma análise parecida para gaseificadores em leito de fixo e fluidizado não pode ser elaborada.

Para facilitar a compreensão da confiabilidade e precisão dos custos relatados na literatura foi feita uma breve descrição teórica sobre estimativas de custos no início desse capítulo.

6.1 Estrutura de Estimativas de Custo

A literatura revela diferentes medidas para apresentar custos de geração elétrica. As medidas mais comuns para indicar os custos são o custo de investimento (CI) e o custo de eletricidade nivelado (Levelized Cost of Electricity - LCOE), e, quando é aplicado o CCS, o custo de emissões evitadas de CO₂. Cada uma dessas medidas fornece uma perspectiva diferente dos custos de captura para uma determinada tecnologia ou um determinado sistema. Todas, porém, representam ferramentas para medir o custo adicional da captura de carbono.

6.1.1 O Custo de Investimento

O custo de investimento (CI) inclui os custos que incidem sobre a instalação de uma planta. O custo de investimento é geralmente indicado como custo total ou como custo normalizado por unidade de capacidade (por exemplo, \$/kW). Esta normalização se torna necessária, quando se comparam custos de plantas de diferentes capacidades.

O CI se compõe, segundo as diretrizes de análise de custos do DOE/NETL, 2004b, dos seguintes elementos:

- Custo Total da Planta (Total Plant Costs-TPC), incluindo o custo de instalação da planta (Plant Facility Costs-PFC: equipamentos do processo, instalações de suporte, mão-de-obra direta e indireta, *design*, construção e gerência do projeto), contingência de processo e de projeto⁴²

⁴² O custo de contingência apresenta um custo não especificado que é determinado como porcentagem do PFC e adicionado para cobrir as incertezas inerentes na implementação de um projeto. A porcentagem adotada para arcar com essas incertezas depende da experiência existente em relação ao processo e projeto. Quanto menor a experiência com uma determinada tecnologia ou um determinado projeto, maior a porcentagem adotada.

- Requerimento Total de Capital (Total Capital Requirement – TCR), incluindo TPC, o valor do dinheiro no tempo, os custos de início de operação⁴³ e custos do proprietário⁴⁴

O TPC, amiúde relatado como custo *overnight*, é o custo de todas as partes e todo o trabalho necessário para a construção da planta, sem incluir os custos gerados pelo tempo da construção, nem inflação e escalação. O TCR descreve os custos de um projeto real, isto é, inclui todos os custos que incorrem até a operação da planta. Em princípio, o TCR leva em consideração uma série de características específicas do local e do projeto. Para estimar o TCR sem que haja uma ligação com um projeto real, acrescenta-se ao TPC geralmente um valor de 15 % para obter o TCR (KATZER *et al.*, 2007).

Note que diferentes organizações utilizam diferentes sistemas para contabilizar os elementos típicos do TPC e TCR, logo os custos relatados nem sempre incluem os mesmos elementos, nem partem dos mesmos pressupostos. Muitos fatores de entrada, tais como a taxa de retorno, o tempo de construção e o ano base da moeda, precisam ser predeterminados e têm forte influência sobre os resultados. Os termos utilizados na literatura, também, se diferenciam e apresentam, assim, fontes de equívocos adicionais. Somente em poucos casos em que se detalha pormenorizadamente o custo de capital, a coerência de comparação de custos pode ser garantida.

Como o custo de investimento não inclui os custos que incorrem durante a vida econômica da planta (operação e manutenção, combustível, impostos), ele não informa sobre a viabilidade econômica de uma planta, mas indica somente o necessário esforço financeiro inicial.

6.1.2 Custo Nivelado de Eletricidade

O custo nivelado de eletricidade (Levelized Cost of Electricity – LCOE) é o custo que precisa ser recuperado durante o tempo de vida da planta para cobrir o TCR, todos os custos de operação e manutenção (incluindo custos de combustível) e o

⁴³ Sob custos de início de operação entendem-se custos que incorrem durante a fase na qual a planta inicia a operação ,mas ainda nao atinge o estado de operação estável. Esses custos incluem custos fixos e variáveis de operação e manutenção e um inventário inicial de consumíveis.

⁴⁴ Sob custos do proprietário entendem-se custos para, por exemplo o terreno, infraestrutura, administração, licenciamento, etc.

pagamento do retorno aceito pelos investidores. O LCOE normalmente é indicado por unidade de energia elétrica gerada, por exemplo, em US\$/MWh. Através desse custo verifica-se a competitividade de uma tecnologia no contexto de uma determinada matriz elétrica. O LCOE é calculado pela modelagem do valor presente líquido (VPL) de todos os fluxos de caixa que incorrem durante a vida da planta, ajustando o preço da eletricidade, assim que o VPL seja zerado.

O COE é calculado pela adição de quatro componentes, o componente do custo de investimento, os componentes de O&M fixo e variável e o componente do custo de combustível. O calculo, é indicado pela Equação 6-1⁴⁵.

$$LCOE = \frac{TCR * FCF}{CF} + \frac{FOM}{CF} + VOM + HR * FC \quad \text{Eq. 6-1}$$

Onde:

LCOE = custo nivelado de eletricidade (US\$ kWh⁻¹)

TCR = requerimento total de capital (US\$)

FCF = fator de recuperação de capital (fração ano⁻¹)

CF = fator de capacidade (kWh ano⁻¹)

FOM = custos de operação fixos (US\$ ano⁻¹)

VOM = custos de operação variáveis (US\$ kWh⁻¹)

HR = net plant heat rate (kJ kWh⁻¹)

FC = custo de combustível (US\$ kJ⁻¹)

Para plantas a carvão, o componente do TCR geralmente possui um peso maior que os outros componentes. Para a identificação do LCOE, esse custo, é transformado em anuidades, ou seja, em unidades niveladas, que são distribuídas igualmente sobre o tempo de vida da planta. As anuidades se calculam através da multiplicação com o FCF (veja Equação 1). A composição do FCF é indicada em Equação 6-2.

⁴⁵ Como muitos parâmetros da equação indicada mudam com o tempo (fator de capacidade, custo do combustível e custos de operação e manutenção), o valor do custo de energia, também, pode mudar de ano em ano. Para incluir tais efeitos, o VPL deveria-se calcular a partir de listagem dos custos de cada ano, em vez da formulação mais simples indicada acima, que negligencia alterações de custos e condições sobre o tempo. Em estudos de mais detalhamento, o calculo do fluxo de caixa descontado leva em consideração diversos outros fatores, tais como a escalação de preços de commodities e consumíveis e trabalho e inflação.

$$A = TCR * \left[\frac{1}{r} - \frac{1}{1 - (1 + r)^t} \right] \quad \text{Eq. 6-2}$$

Onde

A = Anuidade,

TCR = requerimento de capital total

r = taxa de retorno

t = tempo de vida da planta

O termo $\left[\frac{1}{r} - \frac{1}{1 - (1 + r)^t} \right]$, que representa o fator de recuperação de capital

(Capital Charge Factor – CCF), é a parcela à qual os custos de capital são recuperados durante o tempo de vida do projeto. Esse fator é função da taxa de retorno r , que depende do tipo de financiamento, do nível do risco da tecnologia e do tempo de vida da planta. Plantas que implementam uma tecnologia nova possuem, por falta de experiência, um risco tecnológico maior que plantas convencionais e deveriam ser normalmente avaliadas com uma taxa de retorno maior (veja 6.4).

O custo de operação e manutenção (O&M) se divide em um custo O&M fixo e um custo O&M variável. Os custos fixos levam em consideração custos de trabalho e administração; os custos variáveis, os custos para consumíveis. O custo variável, então, incorre somente quando a planta é operada. O mesmo vale para o custo de combustível. Para indicar o LCOE, as anuidades do CI e custos O&M fixos precisam ser convertidos em custos por unidade de energia elétrica. Essa transformação se faz através da divisão pela quantidade de energia produzida por ano. Logo, o LCOE depende do fator de capacidade da planta.

6.1.3 O Custo de CO₂ Evitado e a Penalidade Energética

Em casos de aplicações de sistemas de captura de carbono, a viabilidade econômica não depende somente do LCOE. Interessa, também, o custo de remoção do CO₂ de plantas IGCC com CCS, pois quando o preço de mercado de carbono se igualar ao custo de remoção de CO₂, a tecnologia se tornará economicamente viável.

Para plantas IGCC com CCS, o custo de CO₂ evitado (C_{CO_2e}) se calcula através da seguinte equação:

$$C_{CO_2e} = \frac{COE_{capt} - COE_{ref}}{\left(\frac{CO_2}{EE}\right)_{ref} - \left(\frac{CO_2}{EE}\right)_{capt}} \quad \text{Eq. 6-3}$$

C_{CO_2e} [US\$/t_{CO2}]: Custo de CO2 evitado

COE [US\$/kWh]: custo nivelado de eletricidade

$\left(\frac{CO_2}{EE}\right)$ [t_{CO2}/kWh]: emissão de CO2 por unidade de energia

O subscrito “capt” e “ref” referem-se, respectivamente, a uma planta com captura de carbono e a uma planta de referência sem captura de carbono. Logo, as plantas não se baseiam necessariamente nas mesmas tecnologias. Num projeto de instalação de uma planta a carvão, por exemplo, um investidor pode avaliar o C_{CO_2e} , relacionando os custos de uma planta IGCC com CCS com uma planta PC, que sem CCS geralmente apresenta um custo menor do que plantas IGCC (veja seção 6.2.2). No presente trabalho, o C_{CO_2e} é utilizado numa forma simplificada, pois o custo do seqüestro de CO₂ não foi incluído nas avaliações de custo das plantas. Esta simplificação foi adotada pois os custos do seqüestro são relativamente baixos em relação ao custo de captura de carbono (veja seção 6.2.2). Porém, é importante levar em consideração essa simplificação na avaliação dos resultados desse trabalho.

Como antes descrito, devido à energia necessária para operar as instalações do sistema de CCS (torres de adsorção, compressores, bombas, etc.), a adição de um sistema de CCS leva a uma redução de eficiência total do sistema, chamada de penalidade energética (*energy penalty*). Essa penalidade entra nos cálculos de custos em uma das duas seguintes maneiras:

- A energia necessária é retirada do sistema existente, reduzindo, assim, a capacidade (kW) líquida. Isto leva a um aumento nos custos de capital por capacidade instalada (US\$ kW⁻¹), O&M e combustível do sistema de geração, o que se reflete no LCOE
- A capacidade líquida é mantida constante, o que leva a necessidade de aumentar a capacidade bruta. Os custos de capital, O&M e combustível do sistema de geração aumentam devido à capacidade acrescentada.

6.1.4 Dificuldades na comparação de estudos e confiabilidade

Como mencionado acima, os estudos feitos durante a última década apresentam uma faixa de resultados relativamente ampla, o que se deve, em grande parte, a diferenças nos pressupostos e escopos dos estudos. A descrição dos componentes das estimativas de custos, feita na seção acima, deixou evidente quantos fatores entram na avaliação. Mesmo no nível de *technology-screening-studies*, isto é, estudos que não levam em consideração características de projetos específicos, a comparação direta de estudos traz dificuldades, pois existem numerosos parâmetros que fazem com que a comparação direta entre os estudos possa se tornar incoerente. Modificações no fator de capacidade, no tempo de vida e na taxa de desconto, adotadas para determinar o custo de capital de uma planta, podem afetar drasticamente os resultados. A escolha de outros parâmetros importantes, tais como a configuração quanto à capacidade e unidades de reserva, a eficiência, o tipo de combustível e a taxa de remoção de CO₂ afetam os custos de forma semelhante. Menos óbvio, mas igualmente importante são pressupostos em relação aos fatores de contingência. Parâmetros financeiros, por exemplo, a adoção de moeda constante ou corrente⁴⁶, também diferem muitas vezes nos diferentes estudos.

Por causa da variabilidade de pressupostos, diferentes estudos raramente se baseiam em dados suficientemente parecidos, para que possam ser comparados diretamente. Ademais, não existe um conjunto de pressupostos corretos. Preços de combustíveis e consumíveis, por exemplo, variam significativamente no mercado europeu e norte-americano. A taxa de retorno, também, depende não só do risco

⁴⁶ Estimativas de custos podem ser feitas em moeda constante ou em moeda corrente. A análise em moeda corrente inclui os efeitos esperados por inflação, enquanto a análise em moeda constante não incorpora tais efeitos. A escolha do método depende do objetivo da análise. A estimativa em moeda corrente se aproxima mais dos custos reais quando eles ocorrem, logo, para a avaliação de custos de um projeto real, aconselha-se a aplicação de moeda corrente. A análise em moeda constante é mais comum para a comparação de diferentes tecnologias, tendo por objetivo a análise de potenciais de otimização através de Pesquisa e Desenvolvimento (P&D). Como P&D envolve um quadro de tempo maior, o efeito de incertezas como inflação pode mascarar os resultados (nesse contexto, o foco não está na exequibilidade, onde a análise em moeda corrente pode ser importante, mas na projeção de possíveis programas de P&D para aprimorar a viabilidade técnico-econômica total). Na comparação de tecnologias diferentes, a opção mais econômica se identifica independente do método escolhido. Porém é preciso analisar, quando comparando diferentes estudos, se eles foram feitos em moeda constante ou corrente.

atribuído à tecnologia, mas também do local e da natureza da empresa que realiza o projeto.

A confiabilidade de estimativas de custo depende da experiência existente e do nível de detalhamento de um projeto. A EPRI (2009) utiliza, para a quantificação da confiabilidade de estimativas, uma matriz que leva em consideração essas duas dimensões (veja Tabela 6-1, Tabela 6-2 e Tabela 6-3). As estimativas de custo relatadas e realizadas neste trabalho não se referem a projetos específicos e se enquadram nas classes simplificadas ou preliminares. Enquanto plantas PC se encontram no estado *Maduro* conforme a classificação da EPRI, Plantas IGCC atingiram somente o estado *Demonstração*. Sendo assim atribui-se a plantas a carvão a confiabilidade de -15 % a 20 % , e para plantas IGCC a confiabilidade de -25 % a 40 %.

Letra	Palavra Chave	Descrição
A	Atual	Dados detalhados do processo e do <i>design</i> , ou dados de unidades existentes
B	Detalhado	<i>Design</i> detalhado do processo
C	Preliminar	<i>Design</i> preliminar do processo
D	Simplificado	<i>Design</i> simplificado do processo
E	Objetivo	<i>Design</i> técnico/custo desenvolvido a partir de dados da literatura

Tabela 6-1: Classificação de níveis de planejamento de projetos conforme EPRI (2009)

Letra	Palavra Chave	Descrição
A	Maduro	Experiência comercial relevante (várias plantas de porte comercial em operação)
B	Comercial	Experiência comercial nascente
C	Demonstração	Viabilidade técnica verificada por unidade de demonstração
D	Piloto	Viabilidade técnica verificada por unidade piloto de pequeno porte
E	Laboratório	Conceito verificado por estudos de laboratório e desenvolvimento inicial de componentes
F	Ideia	Sem desenvolvimento prático

Tabela 6-2: Classificação de estados de maturidade de tecnologias conforme EPRI (2009)

Índices		A	B	C	D	E & F
		Maduro	Comercial	Demo	Piloto	Lab & Ideia
A	Atual	0	-	-	-	-
B	Detalhado	-5 to 8	-10 to 15	-15 to 25	-	-
C	Preliminar	-10 to 15	-15 to 20	-20 to 35	-25 to 40	-30 to 60
D	Simplificado	-15 to 20	-20 to 30	-25 to 40	-30 to 50	-30 to 200
E	Objetivo	-	-30 to 80	-30 to 80	-30 to 100	-30 to 200

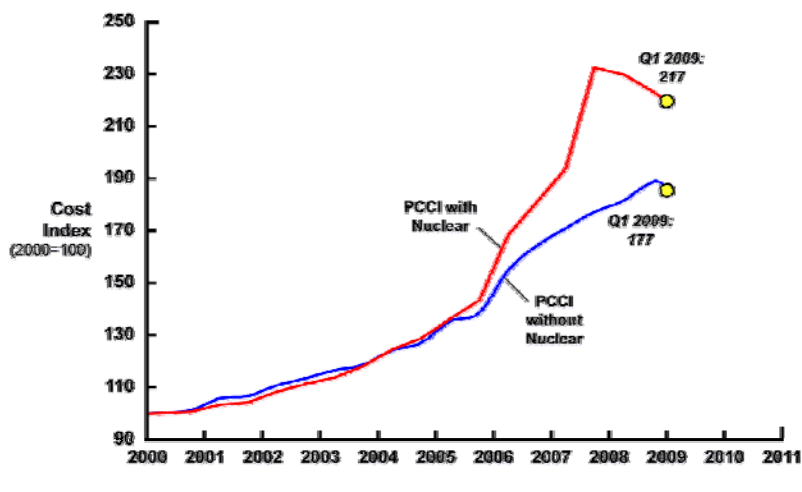
Tabela 6-3: Matriz para a avaliação da confiabilidade de estimativas de custos conforme EPRI (2009) – dados em %

Outro método para considerar incertezas é uma abordagem probabilística. Nele, adotam-se, em vez de valores discretos, faixas de valores para as variáveis de entrada. Logo, se obtém também uma faixa de valores, que indica o valor mínimo e máximo com as devidas probabilidades. Neste trabalho, abordagens probabilísticas não foram consideradas.

6.2 Análise de Custos Relatados

6.2.1 O Desenvolvimento de Custos durante os Últimos Anos

O CI é um dos maiores contribuintes ao LCOE em plantas a carvão. A partir do crescimento rápido dos preços de petróleo e de gás natural a partir do ano 2004 até o ano 2008, os custos de vários bens-chave do setor de construção aumentaram significativamente. O custo de materiais de construção, por exemplo, aumentou mais de 36% durante esses cinco anos, o custo de fundições de aços com liga e aços inoxidáveis aumentou mais que 46 % e o custo do cimento aumentou mais que 37 %, o que causou um aumento relevante dos custos de construção de plantas de geração de energia elétrica (EPRI, 2005). No caso de plantas IGCC, existem alguns fatores compensadores, tais como a introdução de turbinas maiores e mais eficientes (por exemplo, a GE 7 FB e Siemens SCC6-500F) e a transferência da fabricação de diversos equipamentos da Europa para a Ásia.



Quadro 6-1: Power Capital Cost Index do IHS CERA com e sem consideração de plantas nucleares.
Fonte: IHS CERA (2009)

Para observar melhor a inflação de custos de plantas de geração de energia elétrica, pode-se consultar o IHS CERA Power Capital Cost Index (PCCI). Esse índice traça os custos de construção de usinas elétricas a carvão e gás, eólicas e nucleares, iniciando-se no ano 2000, indicando que uma planta cujo custo era US\$ 1 bilhão em 2000 seria 2,17 bilhões em 2009 (IHS CERA, 2009).

Os mais recentes resultados do Índice de CERA mostram que, durante a primeira metade do ano 2009, a tendência se inverteu e os custos caíram 3 %. Essa redução de custos se deve em primeiro lugar à diminuição de custos de materiais de construção, que se baseia na recente redução de preços de aço, cobre e petróleo.

Até agora, os custos de investimento de usinas elétricas seguiram a recessão num passo mais lento que os custos dos materiais, devido à acumulação de encomendas durante os últimos anos. Mas, à medida que a fila de encomendas diminui, esperam-se reduções de custos mais vigorosas. Na última publicação do PCCI, o CERA (2009) concluiu que reduções adicionais são prováveis, especialmente se os custos de equipamento continuarem a cair com os custos de materiais. AL-JUIAED e WITHMORE (2009) estimaram que os custos de plantas IGCC pudessem cair 25 – 30 % se os níveis de custo voltassem aos níveis de 2005.

6.2.2 Custos Relatados na Literatura

Nesta seção, são analisadas várias estimativas de custos elaboradas entre 1999 e 2009 (veja Tabela 6-6). Os estudos identificados foram elaborados por diferentes instituições, e se distinguem conforme uma série de pressupostos, tais como diferenças em qualidade e preços de carvão, custo de capital, tempo de construção e tempo de vida da planta, fator de capacidade, inclusão do custo de transporte e armazenamento. Além disso, os estudos tratam de diferentes tipos de gaseificadores: o gaseificador da Shell, o gaseificador da ConoccoPhillips (E-Gas) e o gaseificador da GE. Diferenças nos custos relatados se devem, então, não somente a verdadeiras alterações, mas também à variedade nos pressupostos. Porém, para observar a tendência dos custos durante os últimos anos, os estudos fornecem uma boa base.

Na Figura 6-1 e Figura 6-2 são indicados o TCR e LCOE que foram relatados nos estudos. Nos dois gráficos, observa-se claramente uma tendência de aumento de custo entre 1999 e 2008, tanto no LCOE, quanto no TCR, que está de acordo com o índice do IHS CERA. Nota-se que o LCOE e o TCR mostram geralmente as mesmas tendências, sendo que o TCR possui a influência mais forte de todos os fatores na composição do LCOE. Em todos os estudos, plantas PC com CCS são significativamente mais caras do que plantas IGCC com CCS. Ao mesmo tempo, a maioria dos estudos chega à conclusão que, sem CCS, a tecnologia PC é menos custosa que a tecnologia IGCC.

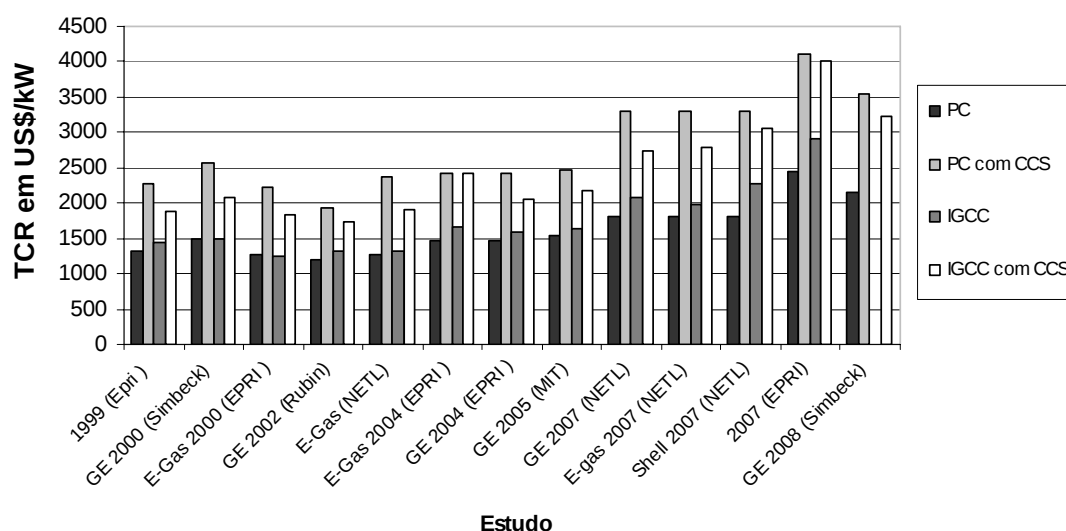


Figura 6-1: TCR relatado na literatura para plantas PC e IGCC sem e com CCS.

Fontes: veja Tabela 6-6

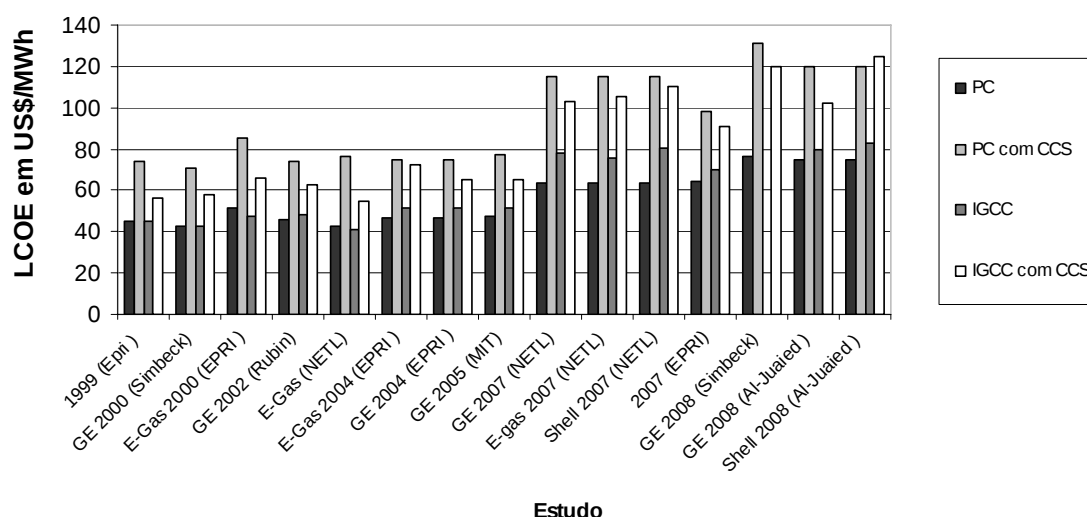


Figura 6-2: LCOE relatado na literatura para plantas PC e IGCC sem e com CCS.

Fontes: veja Tabela 6-6

Para enxergar melhor a tendência dos custos de cada tecnologia, foi calculada a média dos resultados dos estudos que se baseiam em USD 1999 - 2002 e a média dos estudos que se baseiam em USD 2007 - 2008 (veja Tabela 6-4 e Tabela 6-5). Nota-se que o CI das tecnologias PC sofreu, na média, um aumento menor que o CI das tecnologias IGCC. A mesma tendência se observa no LCOE.

	CI em [USD/kW] Média dos estudos que se baseiam em USD 1999-2002	CI em [USD/kW] Média dos estudos que se baseiam em USD 2007-2008	Aumento em %
Plantas PC sem CCS	1146	1745	52
Plantas PC com CCS	1990	3050	53
Plantas IGCC sem CCS	1189	2011	69
Plantas IGCC com CCS	1595	2754	73

Tabela 6-4: Aumento do CI das diferentes tecnologias de geração entre 1999-2002 e 2007 – 2008. Fonte: Elaboração própria.

	LCOE em [USD/MWh] Média dos estudos que se baseiam em USD 1999-2002*	LCOE em [USD/MWh] Média dos estudos que se baseiam em USD 2007-2008	Aumento em %
Plantas PC sem CCS	46	68	49
Plantas PC com CCS	76	116	52
Plantas IGCC sem CCS	46	78	73
Plantas IGCC com CCS	61	108	82

*O estudo do NETL relatado em IPCC (2005) foi excluído do cálculo, esse estudo pressupõe uma capacidade de 85 %, o que é acima da capacidade real da tecnologia e distorceria a média dos custos relatados.

Tabela 6-5: Aumento do LCOE das diferentes tecnologias de geração entre 1999-2002 e 2007 – 2008. Fonte: Elaboração própria.

O fato de que os custos das diferentes plantas com e sem CCS aumentam desproporcionalmente leva a alterações do C_{CO_2e} de plantas IGCC com CCS. O C_{CO_2e} que foi encontrado nos estudos da revisão de literatura do presente trabalho é apresentado na Figura 6-3. Repara-se uma evidente tendência de crescimento, especialmente quando se utiliza uma planta PC sem CCS como planta de referência. O estudo da EPRI (2009) e de AL-JOUAID e WITHMORE (2009) para o gaseificador da GE apresentam exceções, indicando um C_{CO_2e} mais baixo, o que se deve ao baixo LCOE encontrado.

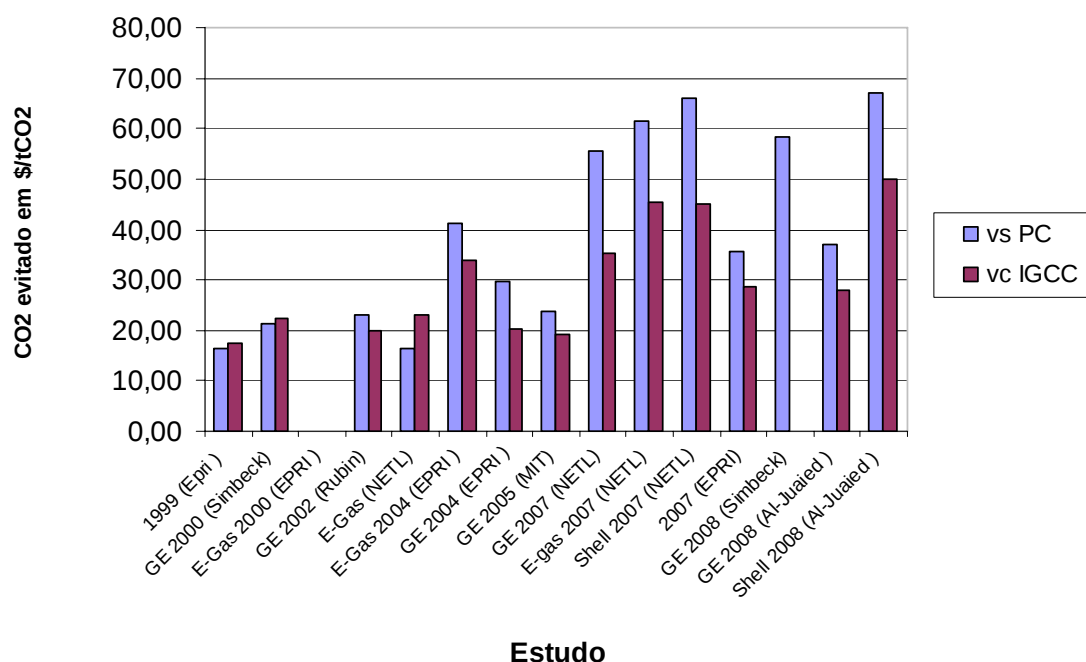


Figura 6-3: Custo de CO₂ evitado (C_{CO_2e}) que relaciona plantas IGCC com CCS com plantas IGCC sem CCS (C_{CO_2e} vc IGCC) e plantas PC sem CCS (C_{CO_2e} vc PC). Fontes: veja Tabela 6-6

Como exposto em seção 6.1.4, as estimativas de plantas IGCC com CCS têm uma confiabilidade de -25 % a 40 % e de plantas PC uma confiabilidade de -15 % a 20 %. Adotando-se o valor médio dos estudos mais recentes, o LCOE para plantas PC sem CCS se encontraria numa faixa entre 57,8 e 81,6 US\$/MWh e o LCOE de plantas IGCC com CCS se encontraria numa faixa de 81 a 151 US\$/MWh. Disso resulta uma faixa de C_{CO_2e} de -0,8 a 130 US\$/tCO₂, sendo que o valor discreto, isto é, o valor resultante dos valores médios é 57, 8 US\$/tCO₂. A quantidade das emissões foi definida pela média de todos os estudos.

	EPRI (2000)	Simbeck (em IPCC 2005)	EPRI (2000)	Rubin (IPCC 2005)	NETL (IPCC 2005)	EPRI (2004)	EPRI (2004)	Katzner et al. 2007	NETL 2007c	NETL 2007c	NETL 2007c	EPRI 2009	Simbeck 2009	Aljouaid et al. 2009	Aljouaid et al. 2009
Ano base da Estimativa	1999	2000	2000	2002	2002	2004	2004	2005	2007	2007	2007	2007	2008	2008	2008
PC															
tipo	SC	USC	SC	SC	SubC	USC	USC	SC	SC	SC	SC		SC	SC	
Fator de cap. %	80	80	65	75	85	80	80	85	85	85	85		85		
TPCref (\$/kW)	1143	1292	1143	1048	1102	1270	1270	1330	1575	1575	1575		1870		
TPCcpt (\$/kW)	1981	2242	1981	1683	2063	2100	2100	2140	2870	2870	2870		3076		
TCRref (\$/kW)	1314	1486	1281	1205	1267	1461	1461	1530	1811	1811	1811	2450	2151		
TCRcpt (\$/kW)	2278	2578	2219	1936	2373	2415	2415	2461	3301	3301	3301	4100	3537		
LCOEref (\$/MWh)	45,00	42,90	51,50	46,10	42,30	46,40	46,40	47,80	63,30	63,30	63,30	64,00	76,20	75,00	75,00
LCOEcpt (\$/MWh)	74,40	70,90	85,50	74,10	76,60	74,60	74,60	76,90	114,80	114,80	114,80	98,00	130,80	120,00	120,00
Emissões de CO2ref (tCO2/MWh)	0,774	0,760		0,811	0,835	0,786	0,786	0,830	0,804			0,860	0,820		
Emissões de CO2cpt (tCO2/MWh)	0,108	0,145		0,107	0,059	0,052	0,052	0,109	0,115			0,124	0,100		
Compressão (Mpa)	--	13,7	--	13,9	10,3	--	--	--	15,4	15,4	15,4	--	--	--	--
IGCC															
tipo		GE	E-Gas	GE	E-Gas	E-Gas**	GE Q **	GE Q/R	GE	E-Gas	Shell		GE	GE	Shell
Fator de cap. %	80	80	65	75	85	80	80	85	80	80	80				
TPCref (\$/kW)	1263	1292	1111	1140	1140	1450	1380	1430	1813	1733	1977				
TPCcpt (\$/kW)	1642	1797	1642	1520	1374	2100	1785	1890	2390	2431	2668		2803		
TCRref (\$/kW)	1452	1486	1251	1311	1311	1668	1587	1645	2085	1993	2274	2900			
TCRcpt (\$/kW)	1888	2067	1844	1748	1897	2415	2053	2174	2749	2796	3068	4000	3224		
LCOEref (\$/MWh)	45,10	43,00	47,70	48,30	40,90	51,70	51,30	51,30	78,00	75,30	80,50	70		80	83
LCOEcpt (\$/MWh)	56,40	57,70	65,70	62,60	54,40	72,60	65,20	65,20	102,90	105,70	110,40	91,00	119,50	102,00	125,00
Emissões de CO2ref (tCO2/MWh)	0,718	0,725		0,817	0,692	0,766	0,844	0,832	0,796	0,785	0,752	0,83			
Emissões de CO2cpt (tCO2/MWh)	0,073	0,065		0,097	0,105	0,149	0,153	0,102	0,093	0,115	0,090	0,100	0,080		
Compressão (Mpa)	--	--	--	13,7	14,5	--	--	--	15,4	15,4	25,4	--	--	--	--

** com gaseificador de reserva

PC – carvão pulverizado, SC – super crítico, USC – ultra super crítico, SubC – subcrítico, ref – caso de referência sem captura de CO2, cpt – caso de captura de CO2, TPC – Custo total da planta, TCR – requerimento total de capital, LCOE – custo nivelado de eletricidade,

Tabela 6-6: Custos e desempenho de plantas IGCC e PC relatados na literatura. Fontes: EPRI (2000), IPCC (2005), EPRI (2004), KATZER et al. (2007), DOE/NETL (2007c), EPRI (2009), SIMBECK (2009), AL-JOUAID e WITHMORE (2009),

Note-se que todos os estudos aqui mencionados foram realizados nos EUA. Dois dos estudos, o de KATZER *et al.* (2007) e o AL-JOUAID e WITHMORE (2009), não relatam dados encontrados por análise de custos, mas dados retirados da literatura, que foram normalizados e adaptados para o ano base 2005 e, respectivamente, 2008. Esses estudos analisaram também trabalhos que foram realizados para implementação de IGCC na Europa (IEA GHG, 2003, MARTELLI *et al.*, 2009). Porém, como suas bases de dados foram consideradas não suficientes ou incoerentes para serem normalizadas e comparadas, esses trabalhos foram negligenciados. Os custos relatados refletem, assim, principalmente os custos de plantas IGCC no mercado norte-americano. Devido a diferenças na legislação ambiental e nos custos de commodities e consumíveis, os custos podem apresentar diferenças significativas em outras regiões.

Somente em dois estudos foram relatados custos para o gaseificador da Shell, e ambos estudos indicam um custo maior para esses gaseificadores do que para os outros tipos. Nisso, a diferença de custos em sistemas sem CCS é menor que em sistemas com CCS. As razões que levam a essas maiores diferenças de custos nos sistemas com CCS são de base técnica: Os sistemas de alimentação e resfriamento do gaseificador da GE são mais propensos para plantas IGCC com CCS que os do gaseificador da Shell (veja seção 5.4.2).

Como mencionado acima, os estudos apresentados possuem diferentes escopos, ou seja, se diferenciam com relação aos limites da análise. Alguns dos estudos observados incluem a compressão do CO₂ (veja Tabela 6-6), que é necessária para o transporte e indicam o nível de compressão adotado. Para maioria, porém, não se encontra informação concreta. Em nenhum dos estudos, o transporte e o próprio armazenamento entraram nas avaliações.

O transporte ocorre geralmente em carbidutos em condições supercríticas. Os carbidutos são operados sob pressões de 80 a 150 bar. Conforme um estudo de MCCOY (2009), os custos de transporte de CO₂ se encontram numa faixa de aproximadamente 1-7 USD/t_{CO₂}⁴⁷ para o transporte de diferentes capacidades sob 100-200 km (veja Figura 6-4).

⁴⁷ Ano base de custo 2004

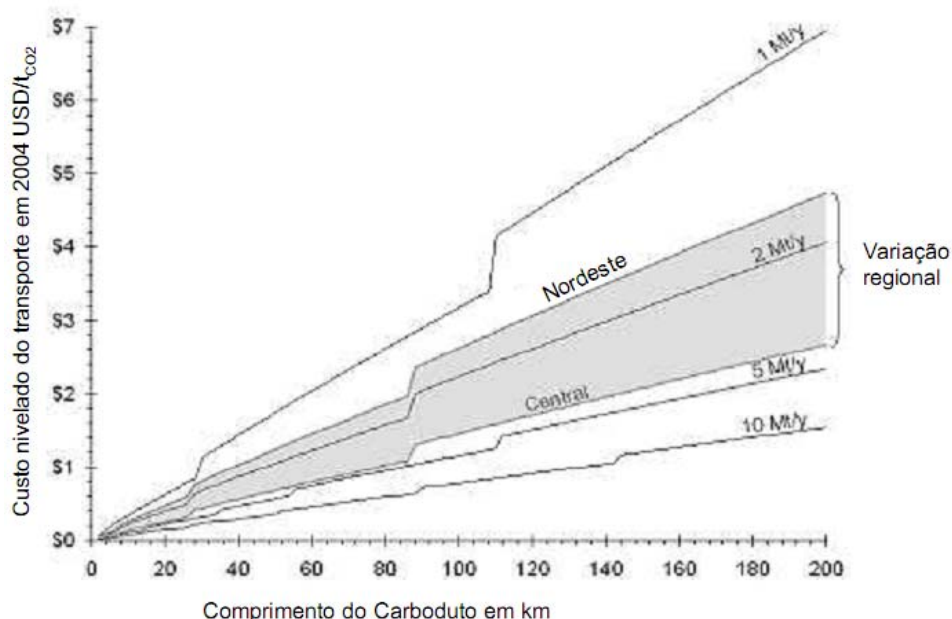


Figura 6-4: Custos de transporte em dolares constantes de 2004 para um leque de capacidades e comprimentos de carodutos. Fonte: MCCOY, 2009.

O IFC International (VIDAS et al., 2009) numa colaboração com a Environmental Protection Agency (EPA), desenvolveu um modelo de custos para o seqüestro geológico de CO₂ nos EUA. Para o seqüestro onshore em aquíferos salinos, reservatórios exauridos de gás natural e de petróleo foram identificados custos de 2,45 USD/tCO₂, 4,28 USD/tCO₂ e 3,19 USD/tCO₂, respectivamente. Essa análise pressupõe um período de injeção de 20 anos e um monitoramento durante 50 anos após o período de injeção (foi assumida uma taxa de retorno de 7 %).

Esses números evidenciam que o custo da captura é consideravelmente maior que o custo de transporte e armazenamento. Pressupondo um trajeto de 100 km num caroduto de 10 Mt/a e o armazenamento onshore em aquíferos salinos, o C_{CO₂e} simplificado de 57,8 USD/tCO₂ aumentaria conforme os estudos de MCCOY (2009) e VIDAS et al. (2009) somente por aproximadamente 3,45 USD/tCO₂, ou seja por 6 %, o que é um aumento negligenciável comparando com a faixa de confiabilidade de -25 a 40 %. Sendo assim, o custo de CC pode ser considerado o fator determinante na viabilidade de sistemas CCS, o que justifica o foco deste trabalho.

6.2.3 Comparação das Estimativas e Custos Reais

- Custos de projetos realizados e planejados

Na Tabela 6-7, para a maioria dos projetos planejados de plantas IGCC, encontram-se dados publicados sobre custos projetados. A maioria dos projetos indica custos numa faixa entre USD 3000 a 4500 por kW. Os custos se encontram, assim, levemente acima dos custos indicados pelas estimativas mais recentes, apresentadas na seção anterior deste capítulo.

Planta	País	Gaseificador	Início de operação	CCS	Capacidade MW el	Custo total Bilhões USD	Custo por Capacidade USD / kW
GreenGen	China	TPRI	2009	Sim (2015)	250 (2009) 650 (2015)	1	4.000**
Edwardsport IGCC	EUA	GE	2011	Não	630	2,3	3.651**
Appalachian Power	EUA	GE	A partir de 2012	Sim	630	2,23	3.540 **
Centrica	RU		2013	Sim	800	2,7	3.375***
Mesaba Energy Project	EUA	E-GAS	2013	Não	600	2,16	3.557**
Wallula Energy Resource Center	EUA	MHI	2013	Sim	914	3,2	3.501**
RWE Goldenbergwerk	Alemanha	Não definido	2015	Sim (2020)	450	3	5.727*
ZeroGen	Austrália	MHI	2015	Sim (2017)	530	3,2	6038**
Hydrogen Energy California	EUA	GE	2015	Sim	250	2,84	11.360**
EPCOR	Canada	Siemens	2015	Sim	500	2	4.000***
Powerfuel Hatfield	RU	Shell	não definido	Sim	900	1,6	1.778*
E.ON Killingholme	RU		em espera	Sim	450	2	4.444*
Hydrogen Energy Kwinana	Austrália	GE	em espera	Sim	500	1,5	3.000***
FutureGen	EUA		Em re-estruturação	Sim	275	1,8	6.545**

*MIT 2009 **comunicados das respectivas empresas ***TXCCSA (2009)

Tabela 6-7: Custos projetados para projetos em fase de planejamento e construção.

Não se observa uma diferença nos custos de projetos com e sem CSS. Três dos projetos, RWE Goldembergwerk, Zerogen, Hydrogen Energy California e Futuregen,

projetam custos que se encontram significativamente acima da média dos custos relatados, e o projeto Powerful Hatfield indica um custo muito abaixo da média. Como informações mais detalhadas em relação a estes projetos não são acessíveis, a razão destas exceções não pôde ser desvendada.

- Projeções do custo de CO₂

Diferentes estudos foram elaborados sobre os preços de carbono necessários para manter concentrações de CO₂ na atmosfera entre 450 e 750 ppmv. Numa revisão de literatura, a ECOSECURITIES (2009) encontrou os seguintes preços limites: 257 \$/tCO₂ para reduzir as emissões em 71 % em relação ao ano 2005 até o ano 2050 e 0,3 \$/tCO₂ entre 2020 e 2025 para manter as concentrações abaixo de 750 ppmv até o ano 2100. Essa ampla faixa demonstra as incertezas em relação ao futuro preço do carbono, que dizem respeito ao ano de introdução, ao valor inicial do tributo e a taxa de crescimento anual. A ECOSECURITIES (2009) estima um custo de 30 \$/tCO₂ em 2020 que aumenta até 50 \$/tCO₂ em 2030. A IEA (2008) estima o mesmo valor para o ano 2030 no seu cenário ACTMAP. No cenário BLUEMAP, que adota objetivos mais ambiciosos, a IEA projeta um aumento do valor de CO₂ até 200 \$/t até o ano 2040. O cenário ACTMAP visa a redução de emissões até o nível de 2008, o cenário BLUEMAP visa a redução de emissões quase até o marco de 450 ppmv. Em junho 2009, a EPA previu um valor inicial de US\$13/tCO₂ em 2015, US\$16/tCO₂ em 2020, e um aumento até \$27/tCO₂ até 2030 (DITZEL, 2009).

Note-se que o C_{CO₂-médio} que foi encontrado pela revisão da literatura aqui realizada correspondeu a \$57,8/tCO₂. Com este custo, salvo em cenários com objetivos ambientais ambiciosos, plantas IGCC não se tornariam viáveis.

6.3 Influência de Pressupostos Relacionados ao Risco Tecnológico

Duas barreiras principais comprometem a introdução da tecnologia IGCC no curto prazo: o elevado custo de capital e a preocupação com o risco tecnológico que pode impactar a confiabilidade e disponibilidade da planta. O risco tecnológico é o risco de as plantas de grande porte não alcançarem um desempenho ao menos equivalente àquele das plantas convencionais.

Esse risco pode ser abordado de formas diferentes em avaliações de custos. Neste trabalho são analisados três parâmetros que refletem adequadamente o custo adicional provocado pelo risco tecnológico:

- O Fator de Capacidade:

O Fator de capacidade possui influência importante sobre o LCOE de uma planta. Esse fator leva em consideração as interrupções forçadas e planejadas. As interrupções forçadas são medidas pelo fator de confiabilidade.

- O Custo de Contingência

Ambos, os custos de contingência de processo e de contingência de projeto representam custos incorridos durante o desenvolvimento e execução do projeto, que não foram previstos na avaliação preliminar do projeto. Sendo assim, o custo de contingência diz respeito a incertezas e equipamentos adicionais resultando de um projeto mais detalhado.

- O Prêmio de Risco

O risco tecnológico é um desafio particular além dos riscos comuns que qualquer planta de geração elétrica enfrenta – tais como riscos de preço de mercado de combustível e eletricidade, riscos regulatórios e políticos. Para a maioria desses riscos, existem instrumentos disponíveis de mitigação, incluindo a fixação de preços em contratos de suprimento, fornecimento e EPC (*Engineering, Procurement and Construction*), e vários tipos de contratos de *hedging*⁴⁸. Um instrumento para a mitigação ou o *hedging* de

⁴⁸ O termo *hedging* denomina uma estratégia financeira para a garantia de uma transação contra riscos, como, por exemplo, oscilações de preços de combustíveis. Para esses fins, é feita uma transação paralela, acoplada à transação que é motivo do *hedging*. Oscilações nos custos gerados por essa transação serão, assim, compensadas pela transação paralela.

riscos tecnológicos não existe. Por causa desse risco, a comunidade financeira aloca geralmente um prêmio de risco adicional a investimentos em IGCC, limitando, na ausência de outros tipos de incentivos financeiros, sua penetração.

Note-se ainda que a eficiência, também, é um parâmetro tecnológico da planta IGCC que tange o risco tecnológico, sendo que os valores de eficiência, para plantas IGCC, são estimativas que ainda precisam ser comprovadas na prática. Porém, enquanto os parâmetros aqui observados possuem influência sobre o custo de capital, a eficiência se reflete no custo O&M, mais especificamente no custo de combustível. Neste trabalho, o impacto da eficiência não será analisado.

A maioria dos estudos observados não considerou o custo gerado pelo risco tecnológico. Como indicado na Tabela 6-6, os estudos até o ano 2007 adotaram o mesmo fator de capacidade e a mesma taxa de retorno tanto para plantas PC, quanto para plantas IGCC. Sobre contingências adotadas, muitas vezes, não se obtêm informações detalhadas. Somente o estudo do NETL (2007c) se destaca, determinando para todos os três fatores valores diferentes para plantas PC e IGCC. Entre os estudos mais recentes, Simbeck (IPCC, 2005) adotou para todas as estimativas os mesmos valores. Os estudos da EPRI (2009) e de AL-JUAIED e WHITMORE (2009) não informam a base de pressupostos.

A fim de entender melhor a influência que os custos devidos ao risco adicional têm sobre o CI, LCOE e C_{CO_2e} , foi elaborada uma modelagem que verifica o impacto que os três fatores mencionados têm sobre os custos de um projeto IGCC. O modelo utilizado, o *Integrated Environmental Control Model* (IECM), foi desenvolvido na Carnegie Mellon University para o Department of Energy dos EUA (DOE) e National Energy Technology Laboratory (NETL), visando fornecer uma ferramenta para a elaboração de estimativas preliminares de custo e desempenho de plantas PC, IGCC e NGCC.

O IECM fornece, para os diferentes tipos de plantas, várias alternativas de configuração e combustível. Neste trabalho, foram examinados os custos de uma planta PC subcrítica, uma planta IGCC com gaseificador da GE e uma planta IGCC com gaseificador da Shell. A configuração das plantas não considera unidades de reserva (*spare trains*). Figura 6-5, Figura 6-6, Figura 6-7 e Figura 6-8 mostram as configurações das plantas PC e IGCC sem e com CCS.

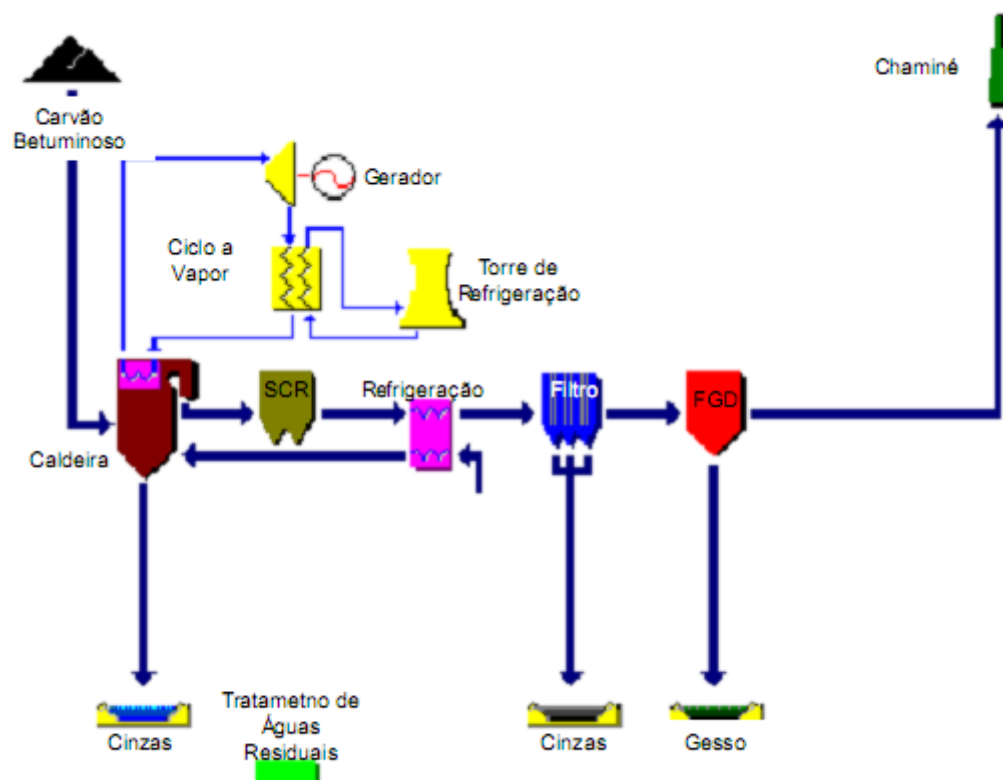


Figura 6-5: Fluxograma da configuração da planta PC sem CCS no IECM

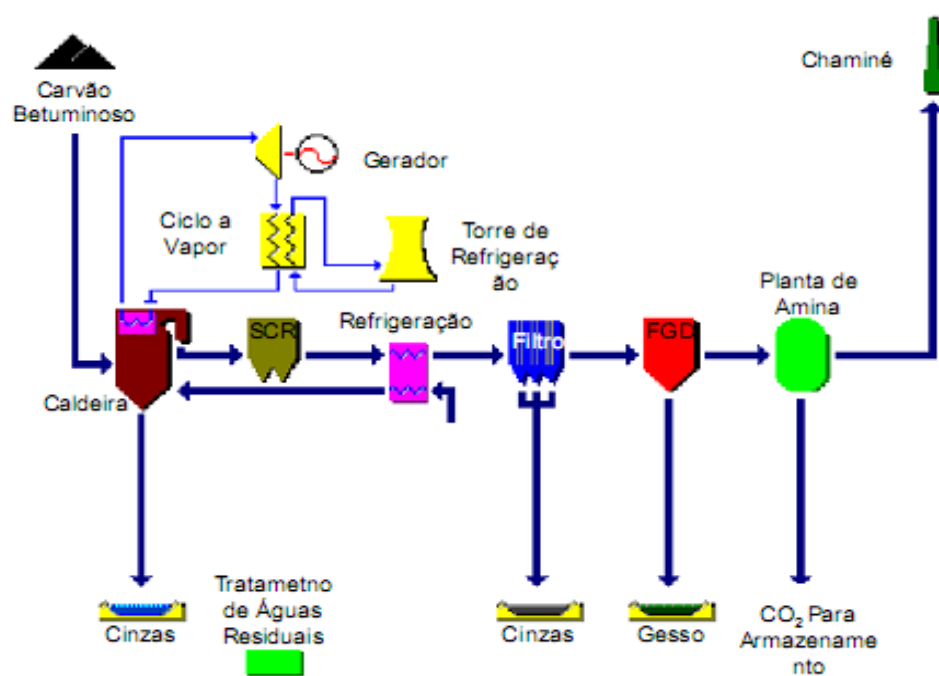


Figura 6-6: Fluxograma da configuração da planta IGCC sem CCS no IECM

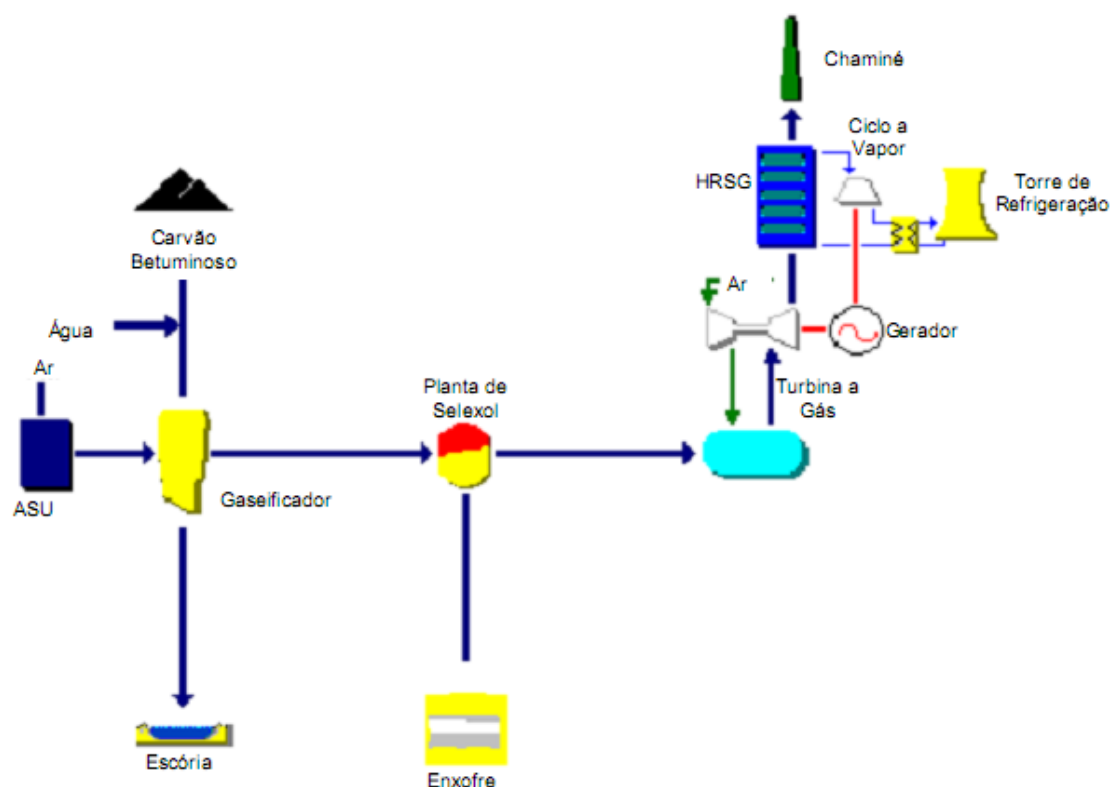


Figura 6-7: Fluxograma da configuração da planta PC com CCS no IECM

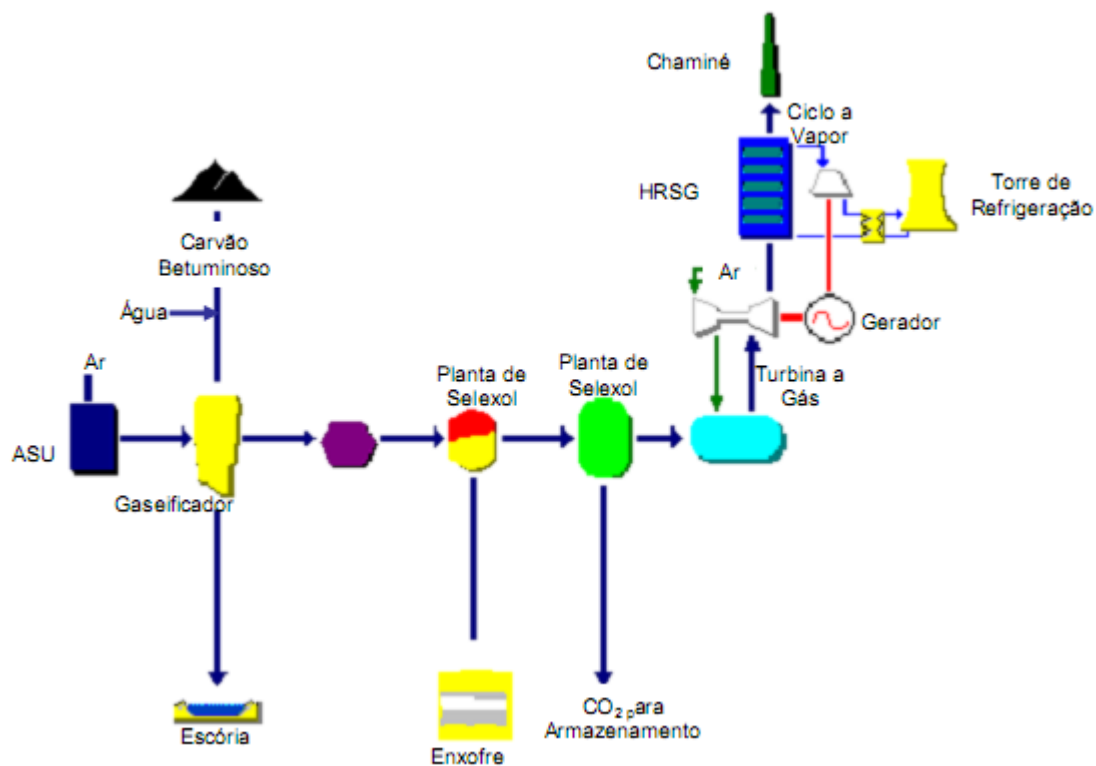


Figura 6-8: Fluxograma da configuração da planta IGCC com CCS no IECM

Para as variáveis do modelo foram adotados os valores que o modelo indica como valores-padrão. Esses valores, em muitos casos, se referem ao mercado norte-americano, especialmente quando se trata de custos de insumos e commodities. Uma descrição mais detalhada do modelo e da base de dados utilizada se encontra no anexo. A modelagem não considera inflação e escalação de preços e tem como base monetária USD 2008. Ela inclui custos do proprietário, impostos e custos que incorrem durante o tempo de construção, que foi estimado em 4 anos. A taxa de remoção de CO₂ adotada é de 95 %. Este modelo inclui custos de transporte por uma distância de 100 km e o armazenamento geológico. Portanto, o modelo determina um custo de C_{CO₂e} completo, diferente do C_{CO₂e} simplificado da revisão de literatura.

Inicialmente foram modelados os custos de um caso de referência para cada planta. No caso de referência, foi utilizado, para cada um dos três parâmetros, o valor que reflete a situação sem risco tecnológico, ou seja, o valor que se adotaria para uma planta PC. Em seguida foram verificadas as influências das variáveis relacionadas ao risco, separadamente e no total. Na seguinte seção, a escolha dos valores que foram adotados na modelagem é brevemente comentada.

Os resultados apresentados aqui são baseados em condições de ambiente conforme a ISO (15 °C, 1.013 bar e 60% unidade relativa)⁴⁹. O carvão utilizado no modelo corresponde à qualidade de carvão betuminoso de tipo Illinois #6⁵⁰. O preço do carvão, indicado como *total delivered cost*, é 42 \$/t. A vida operacional, o que corresponde com o tempo de amortização, foi definida em 20 anos para todas as plantas e o tempo de construção, em 4. Todos os custos relatados excluem custos de transporte e armazenamento do CO₂.

- O Fator de Capacidade

Para o fator de capacidade máximo de plantas PC, pode-se adotar um fator de disponibilidade equivalente àquele relatado pelo Generating Availability Data System - GADS do North American Electric Reliability Council (NERC, 2008). Esse fator é levantado pela análise do parque termelétrico a carvão dos EUA e considera as horas em

⁴⁹ Isto é importante para o desempenho dos processos analisados. A pressão e a umidade relativa têm um impacto relevante sobre o processo em turbinas a gás e a vapor.

⁵⁰ Para plantas IGCC, o modelo oferece somente opções de carvão betuminoso. Appalachian Low Sulfur, Appalachian Medium Sulfur, Illinois #6 e WPC Utah. Illinois #6 foi escolhido no presente trabalho, pois grande parte dos estudos da revisão de literatura se baseia neste tipo. Para plantas PC, o modelo oferece mais opções, incluindo também carvões subbetuminosos.

que as plantas estão fora de operação. O valor de disponibilidade para plantas a carvão de 400–599 MW foi de 83,9 % entre 2000 e 2004. Observando só o ano 2004, obtém-se um fator de 84,9%. Para este trabalho se adotou, então, um fator de capacidade de 85 % como valor de referência (NETL, 2007c).

Como existem somente duas plantas IGCC em operação nos EUA, não se pode recorrer à mesma base de dados para estimar o fator de capacidade real máximo de plantas IGCC. Num estudo da EPRI, porém, foram examinados os períodos de interrupção de plantas IGCC, olhando tanto as interrupções forçadas, quanto as planejadas. No relatório foi identificado que a capacidade se reduz a 90 % devido a interrupções forçadas para plantas IGCC *single train* (EPRI 2004). Para, em seguida, obter-se o fator de disponibilidade, foi deduzido o tempo de interrupções planejadas. Mesmo que esse difira nos vários tipos de gaseificadores, no estudo da EPRI, o tempo de interrupções planejadas foi estimado de 30 dias ao ano, ou seja, 8,2 % ao ano. Este valor leva a um fator de disponibilidade de 81,2 % (90 % - 8,2 %).

Higman (2005) realizou em um estudo extenso sobre a disponibilidade de plantas IGCC que se encontram em operação (Polk, Wabash, Buggenum e Puertollano), e relatou que essas unidades alcançaram disponibilidades por volta de 80%. Esses dados levam à conclusão de que o fator de capacidade máximo (dado pela disponibilidade da planta), que leva em consideração o risco real de disponibilidade, corresponde a 80% para plantas IGCC. Foi presumido que a adição de um sistema de CCS não afetará o fator de disponibilidade.

- Os Custos de Contingência

Os valores de referência para a contingência de projeto e processo foram escolhidos a partir dos valores adotados pelo estudo do DOE/NETL (2007c). Nesse estudo, para uma planta convencional, os custos de contingência de processo foram zerados e os custos de contingência de projeto foram estimados em 15% do valor PFC (veja seção 6.1.1).

Para considerar a contingência de projeto adequada a uma planta IGCC, este trabalho se orienta, também, no estudo do DOE/NETL (2007c), que conferiu à contingência de projeto IGCC o valor de 20 % do PFC. Como custo de contingência de processo foi adicionado o valor de 10% do PFC a cada unidade da planta, a fim de internalizar os custos adicionais decorrentes da falta de experiência na operação de

plantas IGCC. A planta foi separada em unidades conforme a divisão feita no IECM. Nas Tabela 6-8 e Tabela 6-9 é apresentado o balanço geral das contingências adotadas.

Divisão da Planta PC	Contingência de Processo	Contingência de Projeto
Planta Base	0	15
Remoção de NO _x (SCR)	0	15
Remoção de Partículas (TSP)	0	15
Remoção de SO _x	0	15
Sistema d'Água	0	15
Co-Produtos	0	15

Tabela 6-8: Contingências de Processo e de Projeto para as unidades de uma planta PC. Fonte: elaboração própria com base em dados do (NETL 2008)

Divisão da Planta PC	Contingência de Processo	Contingência de Projeto	Contingência de Processo	Contingência de Projeto
	Caso Base		Contingências Aumentadas	
Separação de Ar (ASU)	0	15	0	20
Gaseificador	0	15	10	20
Remoção de Enxofre	0	15	0	20
Bloco de Geração Elétrica	0	15	10	20
Sistema d'Água	0	15	0	20
Water-Gas-Shift	0	15	10	20
Remoção de CO ₂	0	15	10	20

Tabela 6-9: Contingências de Processo e de Projeto para as unidades de uma planta IGCC. Fonte: elaboração própria com base em dados do (NETL 2008)

- O Prêmio de Risco

Para a taxa de retorno, o valor de referência adotado foi o valor de 16,3 % a.a., que é utilizado como valor-padrão pelo IECM e é coerente com o valor aplicado no estudo do NETL (2007c), que é 16,4 % a.a.. Esse mesmo estudo indicou um aumento da taxa de retorno até 17,5 % a.a. para projetos que apresentam um risco maior. Contudo, em outros setores onde a gaseificação está sendo aplicada, por exemplo, no setor de petróleo, em plantas *Gas-To-Liquid*, a literatura tem identificado que os investidores esperam taxas de retorno de até 25% a.a (CASTELO BRANCO et al., 2009). Sendo assim, para analisar o prêmio do risco real de plantas IGCC, foram realizadas duas modelagens, uma com a taxa de retorno $r = 17,5\%$ a.a., e outra com $r = 25,0\%$ a.a.

Para o CI de plantas IGCC com CCS, a modelagem indica 3.062 \$/kW para o gaseificador da GE e 3.100 \$/kW para o gaseificador da Shell. Esses custos se encontram dentro da faixa que esta dissertação identificou nos estudos mais recentes da

revisão da literatura científica. Note que este custo contém adicionalmente o custo de transporte e armazenamento. O IECM indica para o gaseificador da Shell um CI maior que para o gaseificador da GE. Essa diferença, porém é tão pequena, que, apesar do maior CI, o LCOE do gaseificador da Shell (\$ 107 /MWh) é menor que o LCOE do gaseificador da GE (\$ 113/MWh), sendo que os custos de O&M e combustível são menores, e a capacidade líquida da planta é maior (veja resultados Tabela 6-10). Assim, a planta IGCC com o gaseificador da Shell atinge também um resultado melhor em relação ao C_{CO_2e} .

	PC sem CCS	IGCC (GE) com CCS	IGCC (Shell) com CCS
Custo de Investimento [\$/kW]	2196	3062	3100
Capacidade líquida da planta [MW]	452,5	476,6	535,1
Custo O&M [\$/MWh]	27,57	44,29	42,80
LCOE [\$/MWh]	78,20	113,00	107,40
Emissões de CO ₂ [t/h]	403,20	42,55	42,78
Emissões de CO ₂ [t/MWh]	0,891	0,089	0,080
Custo de CO ₂ evitado [\$/tCO ₂]		38,97	35,94

Tabela 6-10: Resultados do Caso Base (sem consideração de um risco tecnológico adicional para plantas IGCC) da modelagem de uma planta PC sem CCS e plantas IGCC com CCS

Esse resultado difere dos dados encontrados na revisão de literatura, onde a diferença entre os CIs da Shell e da GE é tão grande, que o menor custo de O&M e a maior eficiência da tecnologia da Shell não conseguem compensar o seu maior CI. Sendo assim, nos estudos observados, o maior CI do gaseificador da Shell se reflete também num LCOE e C_{CO_2ev} maior (veja estudo do DOE/NETL (2007c) e AL-JOUAID e WITHMORE (2009)).

A alteração dos valores-padrão para considerar o risco tecnológico leva a diferentes efeitos. A diminuição do fator de disponibilidade da planta e a adição de um prêmio de risco não impactam o CI, mas somente o LCOE. Uma alteração do custo de contingência, por sua vez, leva a um aumento do CI e influencia o LCOE, assim, somente de forma indireta. Nota-se que a planta IGCC com o gaseificador da Shell sofre um aumento levemente maior pela alteração das contingências. Enquanto o CI da planta com o gaseificador da GE aumenta por 8%, a planta com um gaseificador da Shell aumenta em 9% (veja Tabela 6-11). Essa diferença se deve ao fato de a contingência de processo não ser aumentada em todas as unidades da planta IGCC, mas somente no gaseificador, na unidade de remoção de CO₂ e no bloco de geração elétrica. Sendo

assim, como o CI de uma planta IGCC com gaseificador da Shell é muito afetado pelos custos do gaseificador (43%, contra o percentual de 24% de uma planta com gaseificador da GE), o aumento das contingências provocou diferentes alterações para as duas tecnologias.

	GE	Shell
Caso de Referência [\$/kW]	3062	3100
Contingência Aumentada [\$/kW]	3320	3379
Aumento Referente ao Caso Base [%]	8	9

Tabela 6-11: Aumento do CI referente ao Caso Base, devido ao aumento dos custos de contingência

Quanto às alterações do LCOE, o impacto dos três fatores observados possui pesos diferentes nos dois gaseificadores considerados (veja Tabela 6-12). A redução da capacidade e a adição do prêmio de risco com $r = 17,5\%$ a.a. impactam o LCOE com um aumento de 5 % para ambos os casos. Com o aumento da taxa de retorno para 25 % a.a., porém, o maior custo do gaseificador da Shell se reflete também no LCOE. Enquanto o LCOE da planta da GE aumenta em 33%, a planta da Shell aumenta em 35%. O efeito do aumento da contingência se manifesta com um aumento de 6 e 7 % para o gaseificador da GE e da Shell, respectivamente. Uma modelagem de custo, que leva em consideração todos os fatores do risco tecnológico, obtém, assim, um resultado que ultrapassa o valor de referência em 16 e 17 % para $r = 17,5\%$ a.a. e em 49 e 53 % para $r = 25\%$ a.a.

	LCOE [\$/MWh]		Aumento referente ao caso base [%]	
	GE	Shell	GE	Shell
Caso de referência	113,0	107,4		
Capacidade reduzida	118,2	112,7	5	5
Contingência aumentada	119,8	114,8	6	7
Prêmio de Risco $r = 17,5\%$	118,1	112,6	5	5
Prêmio de Risco $r = 25,0\%$	150,0	144,7	33	35
Total ($r = 17,5\%$)	131,3	125,6	16	17
Total ($r = 25,0\%$)	168,2	163,8	49	53

Tabela 6-12: Aumentos nos LCOE referentes ao Caso Base, devido às alterações dos fatores de risco

No C_{CO_2e} , o efeito dos fatores do risco tecnológico é ainda mais notável. No caso do gaseificador da GE, o C_{CO_2e} aumenta em 53%, e no caso do gaseificador da Shell, em 65% com $r = 17,5\%$ a.a., e em 159 % e 193 % com $r = 25\%$ a.a., respectivamente. Essa

diferença não se deve a uma distinção no risco real das duas tecnologias, mas somente à diferença na quantidade de CO₂ evitado. A quantidade de CO₂ evitado numa planta com gaseificador da GE é menor que a quantidade de CO₂ evitado numa planta com gaseificador da Shell, na modelagem do IECM. Isto faz com que o C_{CO_{2e}} aumente menos rápido com um aumento do LCOE numa planta da GE que numa planta da Shell.

A quantidade de CO₂ evitado está relacionada à eficiência de uma planta. Quanto menor a quantidade de CO₂ evitado, menor a eficiência da planta. Isto significa, que o IECM aloca ao gaseificador da GE uma eficiência menor que ao gaseificador da Shell. Vale ressaltar que esses resultados não estão de acordo com outros estudos (MAURSTAD, 2005, DOE/NETL, 2007c) que indicam o contrário para plantas IGCC com CCS.

A consideração do risco adicional provoca, então, um aumento significativo no LCOE e no C_{CO_{2e}}, e não deve ser negligenciada em estimativas de custo. Porém, a faixa que é estendida pelo risco permanece em todos os casos dentro da faixa indicada pela matriz de confiabilidade elaborada pela EPRI: Na revisão de literatura foi encontrado um C_{CO_{2e}} médio de 55,8 \$/tCO₂, cuja faixa de incerteza se estende de -0,8 a 130 \$/tCO₂. Para plantas neste estado de desenvolvimento, a EPRI adota, então, uma faixa de incerteza maior que a faixa de incerteza considerada pelos fatores inerentes da estimativa de custos, que foi aqui realizada.

	C _{CO_{2e}} [\$/tCO ₂]		Aumento referente ao caso base [%]	
	GE	Shell	GE	Shell
Caso de referência	43,40	36,00		
Capacidade reduzida	49,89	42,53	15	18
Contingência aumentada	51,89	45,12	20	25
Prêmio de Risco r = 17,5 %	49,76	42,29	15	17
Prêmio de Risco r = 25,0 %	89,55	81,99	106	128
Total (r = 17,5 %)	66,23	59,55	53	65
Total (r = 25,0 %)	112,25	105,54	159	193

Tabela 6-13: Aumentos nos C_{CO_{2e}} referentes ao Caso Base, devido às alterações dos fatores de risco

6.4 A Influência de Fatores Relacionados ao Financiamento do Projeto

A estrutura do setor elétrico em muitos países inclui a coexistências de empresas estatais e privadas. Essas diferentes formas de organização possuem diferentes fontes de financiamento, diferentes obrigações de imposto e diferentes exigências em relação ao

retorno financeiro esperado. Nos EUA, por exemplo, empresas privadas recorrem geralmente a empréstimos junto a instituições financeiras e ao capital de acionistas, sobre o qual incidem impostos. Empresas públicas, por sua vez, operam sem fins lucrativos e têm acesso a financiamento isento de impostos. O tempo de *payback*, também, pode ser diferente, pois as condições do mercado privado requerem geralmente um retorno num prazo menor do que aqueles verificados nos projetos públicos.

Na modelagem da seção anterior, foi considerada uma planta que opera nas condições de uma empresa privada. A tecnologia IGCC com/sem CCS, porém, se encontra ainda em fase de P & DD e em muitos países, como por exemplo nos EUA, existem programas de apoio financeiro para promover seu desenvolvimento. Portanto, empresas que investem em IGCC/CCS podem ser financiadas por dinheiro público, ou seja, a taxas de retorno mais favoráveis.

Nessa seção, foi utilizada a mesma modelagem ajustada do IECM para demonstrar como os custos se alteram, quando é considerada uma planta que opera sob as condições de custo de oportunidade de capital público. Para simular essas condições, foi assumido, seguindo indicações de um estudo da EPRI (2005), que a planta IGCC terá acesso a financiamento a 4,5 % a.a. , isento de imposto, e que o tempo *payback* aumenta de 20 para 30 anos.

Essa alteração de pressupostos leva à diminuição nos custos de investimento em 8% nos sistemas considerados (PC, GE e Shell). No LCOE, porém, as alterações levam a diferentes resultados nos três casos. O LCOE de uma planta PC é reduzido em 40%, de uma planta IGCC com gaseificador da GE em 44%, e de uma planta IGCC com gaseificador da Shell em 47%. Essa diferença se reflete também no C_{CO_2e} , que se reduz em 50 % e 57 %, respectivamente. Os resultados são apresentados na Tabela 6-14, Tabela 6-15 e Tabela 6-16.

Operação em condições de	PC	GE	Shell
	\$/kW	\$/kW	\$/kW
Capital público	2019	3049	3104
Capital privado	2196	3320	3379
	8%	8%	8%

Tabela 6-14: Redução nos CI referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros

Operação em condições de	PC	GE	Shell
	\$/MWh	\$/MWh	\$/MWh
Capital público	46,77	73,24	67,65
Capital privado	78,20	131,30	126,50
	40%	44%	47%

Tabela 6-15: Redução nos LCOE referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros

Operação em condições de	GE	Shell
	\$/t _{CO2}	\$/t _{CO2}
Capital público	33,01	25,74
Capital privado	66,23	59,55
	50%	57%

Tabela 6-16: Redução nos C_{CO2e} referentes ao Caso Base, devido às alterações dos pressupostos financeiros

Esses resultados mostram que a implementação da tecnologia por uma planta que opera em condições de uma empresa pública pode ser viável a um custo menor de CO₂ que a implementação por uma planta que opera em condições de uma empresa privada.

6.5 Previsões de aprendizado e inovação

As estimativas de custos identificadas na literatura abrangem não só a tecnologia atualmente disponível. Existem também vários estudos sobre os possíveis avanços tecnológicos que possam afetar os custos de plantas IGCC. Nessa seção, são identificadas as estimativas de diferentes estudos, a fim de analisar as previsões do desenvolvimento de custos na literatura científica. Os estudos observados foram elaborados entre 2003 e 2008.

Num estudo de MAURSTED (2005), citando um estudo da Foster Wheeler de 2003, foram indicados os potenciais de aumentos de eficiência e reduções de custo de investimento para plantas IGCC com gaseificadores da Shell e da GE, com e sem CCS (veja Tabela 6-17). Os avanços esperados tangem a gaseificação (por exemplo, o sistema de alimentação e resfriamento do gás), as turbinas a gás, a recuperação de calor e a separação de ar. Nota-se que os custos indicados se encontram no nível do início da década. Para plantas IGCC com CCS, o estudo estima a redução de custos por 17 %

para gaseificadores da GE e uma redução de custos por 33 % para gaseificadores da Shell.

	Sem CCS			Com CCS		
	GE	Shell	2020 plant	GE	Shell	2020 plant
Eficiência [% LHV]	38,0	43,1	48,9	31,5	34,5	43,2
Potencial de aumento de eficiência [%]	29	13		37	25	
Custo de investimento [\$/kW]	1187	1371	1129	1495	1860	1248
Potencial de redução de custos de investimento [%]	5	18		17	33	

Tabela 6-17: Comparação de tecnologias atuais com plantas do ano 2020. Fonte: Foster Wheeler em MAURSTAD (2005)

RUBIN et al. (2007c) aplicaram curvas de aprendizado, derivadas de outras tecnologias⁵¹ do setor energético, a plantas IGCC com CCS. A planta foi decomposta em seis unidades (ASU, área do gaseificador, remoção de enxofre, captura de carbono, compressão de CO₂, ciclo combinado de geração elétrica) para poder aplicar a curva de aprendizado mais conveniente a cada unidade. Essa metodologia permite que os custos de diferentes seções da planta mudem com diferentes taxas, considerando, assim, características e maturidade das respectivas unidades e também a contribuição que cada seção tem na formação do custo total.

O custo do caso base, a partir do qual as curvas de aprendizado são traçadas, é 1831 \$/kW, o que foi determinado com o IECM em dólares 2002. Estimou-se que o valor determinado pelo IECM será atingido após a implementação de uma capacidade de 7 GW. Deste modo, assume-se que as primeiras plantas possuem um custo mais alto do que o estimado no IECM, o que é um fenômeno observado em vários casos de comercialização de tecnologias novas. O aprendizado se inicia na capacidade de 7 GW e termina quando chegar à capacidade de 100 GW, o que deve, conforme o estudo, corresponder a aproximadamente 25 anos.

⁵¹ As curvas de aprendizado das seguintes tecnologias foram determinadas e aplicadas: dessulfurização de gás de exaustão (flue gas desulfurization – FGD), redução catalítica seletiva (selective catalytic reduction – SCR), ciclo combinado com turbina a gás (GTCC), caldeiras de carvão pulverizado (pulverized coal boilers – PC), plantas de produção de gás natural liquefeito (Liquefied natural gas production plants – LNG), plantas de produção de oxigênio, reforma a vapor de metano (steam methane reforming plant – SMR) (Rubin et. Al. 2007)

	Valor inicial	Valor final	Alteração em %
Custo de Investimento	1831	1505	17,8
COE	62,6	51,5	17,6

Tabela 6-18: Custo inicial e final do período de aprendizado para o CI e LCOE de uma planta IGCC com gaseificador da GE, Fonte: Rubin et al. (2007c)

O estudo se baseia no gaseificador da GE. O resultado de RUBIN et al. (2007c) é uma redução do CI de 17,8 %, o que concorda com o resultado de Foster-Wheeler para a tecnologia a GE (Maursted 2005). Porém, RUBIN et al. (2007c) obtiveram um período de tempo maior para atingir essa redução.

Em 2008, o DOE/NETL (2008a) realizou um estudo em que traçou possíveis reduções de custos através de inovações tecnológicas, enfatizando o uso de carvão betuminoso e otimizações do processo IGCC sem CCS. Além disso, foi examinada, também, a tecnologia de gaseificação integrada com células combustíveis (Integrated Gasification Fuel Cells - IGFC), substituindo a geração elétrica em ciclo combinado. Sistemas de CCS não foram incluídos neste estudo.

O estudo do DOE/NETL (2008a) adota como caso base uma planta IGCC com gaseificador slurry-feed com um fator de capacidade de 75%, que é considerado o estado-da-arte no ano 2002. As reduções de custos do estudo atingem-se através de modificações tecnológicas, como, por exemplo, a aplicação de um sistema *dry-feed*, a separação de ar através de membranas, a purificação do gás de síntese sem resfriamento, avanços na tecnologia de turbinas e aumentos do fator de capacidade até 90 %.

No estudo, foi identificado que o potencial de aumentar a eficiência no processo IGCC é de 11 %, o que difere bastante das estimativas da Foster-Wheeler que indicou um potencial de 29 % para plantas *slurry-feed*. Considerando o processo IGFC, esse potencial cresce até 24 %. Para o potencial de redução do CI e do LCOE foram obtidos os valores 33 % e 34 % para as otimizações das plantas IGCC, e de 27 % e 31 % para a aplicação de células combustíveis. Os resultados são visualizados nas Figura 6-9, Figura 6-10 e Figura 6-11.

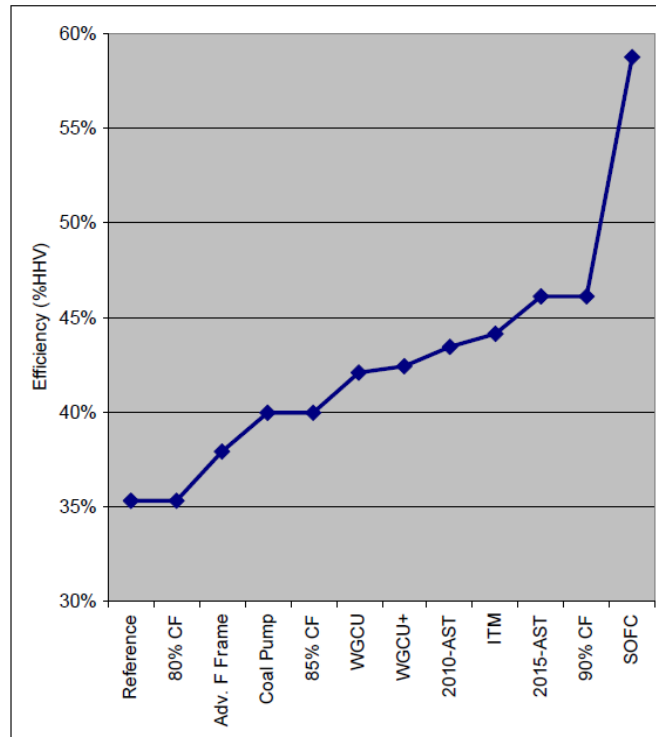


Figura 6-9: Impacto cumulativo de aprendizado sobre a eficiência. Fonte: NETL (2008a)

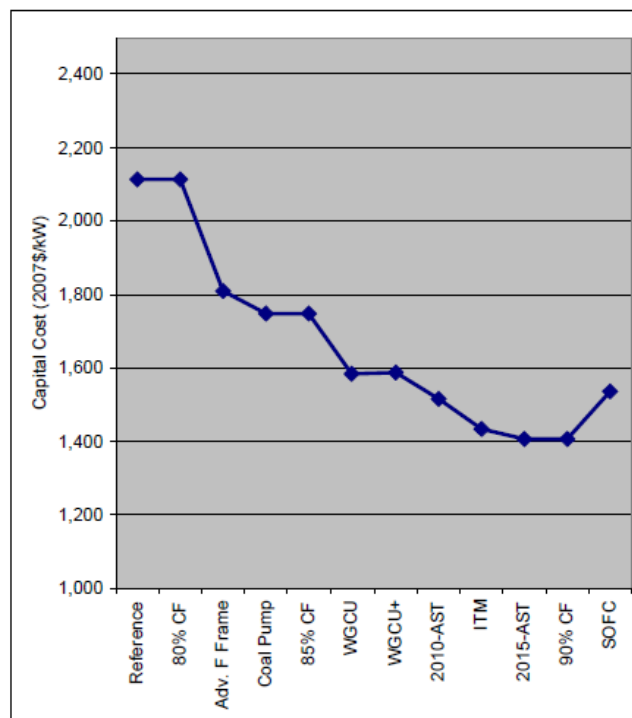


Figura 6-10: Impacto cumulativo de aprendizado sobre o CI. Fonte: NETL (2008a)

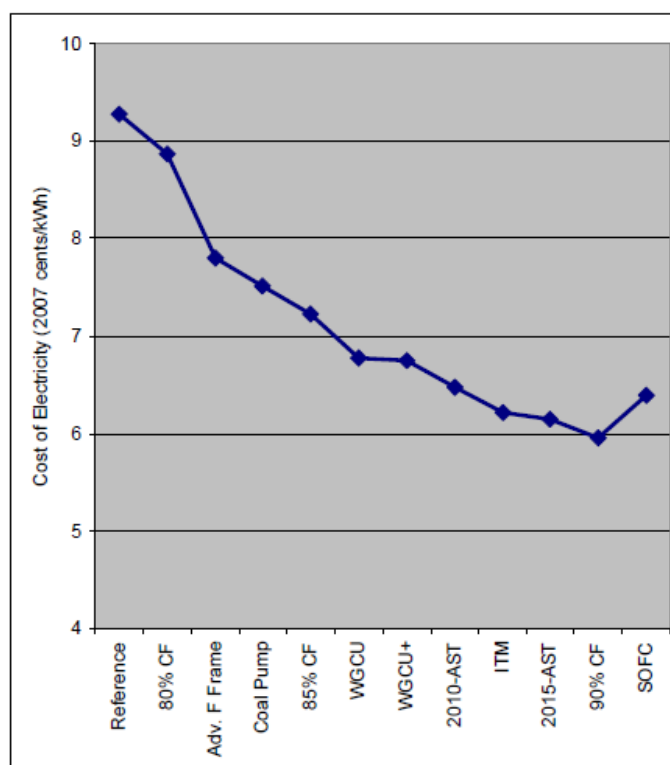


Figura 6-11: Impacto cumulativo de aprendizado sobre o LCOE. Fonte: NETL (2008a)

Esses números, por sua vez, ultrapassam as estimativas dos estudos da Foster Wheeler (MAURSTAD, 2005) e de RUBIN et al. (2007a), que, como antes destacado, estimaram, respectivamente, em 5 % e 18 % o potencial de redução de custos em plantas com gaseificador slurry feed sem CCS.

Considerando-se que, atualmente, o fator de capacidade de 80 % e a aplicação da turbina do tipo *Advanced F-Frame* são o estado-da-arte das plantas IGCC, a avaliação do potencial deveria adotar como base o segundo caso que foi avaliado no estudo. Disso resultaria um aumento de eficiência de 18 %, uma redução de custo de investimento de 22 % e uma redução de LCOE de 21 %, sem considerar a aplicação de IGFC.

Num segundo estudo, o NETL (2008b) avaliou o potencial de reduções de custos para plantas com CCS. Foi adotada, como caso base, uma planta IGCC no nível do atual estado-da-arte, isto é, uma planta com fator de capacidade de 80 % e uma turbina do tipo *Advanced F-Frame*. Os ganhos de eficiência e reduções de custos se baseiam em princípio nas mesmas tecnologias que no estudo sobre plantas sem CCS: a aplicação de um sistema *dry-feed*, a separação de ar através de membranas, a purificação do gás de

síntese sem resfriamento, avanços na tecnologia de turbinas e aumentos do fator de capacidade até 90 %. O potencial de redução do custo de investimento foi estimado em 26 %, e do LCOE, em 25 %. Essa redução, também, ultrapassa as estimativas dos estudos indicados por MAURSTAD (2005) e RUBIN et al. (2007c).

Num estudo da Harvard Kennedy School (AL-JUAIED e WITHMORE, 2009), os custos das plantas IGCC foram nivelados em dólares de 2008. O estudo dividiu as informações da literatura em estimativas para plantas *first-of-a-kind* (FOAK) e estimativas para plantas *nth-of-a-kind* (NOAK), a fim de refletir as diferenças nos custos de uma tecnologia no início da sua comercialização. Os dados encontrados estão indicados na Tabela 6-19.

	FOAK	NOAK
LCOE w/o CCS [c/kWh]		7-9
LCOE w CCS [c/kWh]	16-20	10-13
Custo de capital w CCS [\$ /kW]	6000 - 7000	
Custo de abatimento [\$ /tCO ₂]	120-180	35-70

Tabela 6-19: Custos para plantas IGCC com CCS first-of-a-kind (FOAK) e nth-of-a-kind (NOAK).
Fonte: AL-JUAIED e WITHMORE (2009)

Os dados mostram uma redução do LCOE de aproximadamente 37 % e de custos de abatimento de CO₂ de aproximadamente 67 %. No estudo foi verificado se essa redução de custos pode ser alcançada por aprendizado. As taxas de aprendizado foram avaliadas através da desagregação das instalações em componentes, para as quais a estimativa da taxa de aprendizado é mais acessível, e o período de aprendizado foi projetado até o ano 2030. Note que a duração do período de aprendizado depende do tempo de construção. Plantas IGCC com CCS requerem um tempo de construção relativamente longo, o que tende a retardar o aprendizado. Reduções de custos foram estimadas pelas seguintes fatores:

- Escala: Plantas atualmente planejadas possuem tipicamente uma capacidade entre 250 e 300 MW, o que representa uma escala relativamente pequena para plantas a carvão. A instalação de plantas de 1 – 2 GW, utilizando uma estrutura modular, que inclui várias linhas de produção, poderia levar a economias de escala. Através de uma estimativa de custos *bottom-up*, AL-JUAIED e WITHMORE (2009) obtiveram que se pode alcançar uma redução de custos de 15 – 20 % com cada dobrar da capacidade.

- Integração e inovação: O aumento da integração do processo, redução de redundâncias e inovação tecnológica podem levar tanto a uma redução do custo de capital, quanto ao aumento da eficiência. Como os processos são complexos, o potencial de redução de custos por estes fatores é considerado 8 – 12 %.
- Aprendizado de componentes individuais: Neste estudo, o aprendizado atribuído aos componentes desagregados leva ao potencial de aprendizado agregado de 3 – 4% com o dobrar da capacidade. Como razão da baixa taxa de aprendizado, está o fato de os componentes serem baseados em tecnologias relativamente maduras.

Agregando as estimativas de redução de custos, AL-JUAIED e WITHMORE (2009) concluíram um potencial de redução do LCOE de 40 %, de 18 c/kWh a 11 c/kWh, contando com quatro a cinco etapas em que a capacidade dobra até 2030. Assim, o estudo concluiu que os custos de abatimento de CO₂ se reduziriam em 60 %, de 150 \$/tCO₂ para 50 \$/tCO₂, o que corresponde com os dados inicialmente encontrados na literatura. Note que quatro a cinco etapas em que a capacidade instalada dobra corresponde a um crescimento de 50 a 100 GW até 2030 para alcançar o nível de custos de uma planta NOAK.

O estudo de AL-JOUAIED e WITHMORE (2009) se diferencia dos outros estudos pela definição de plantas FOAK. Para plantas FOAK, eles indicam custos que se encontram no nível dos custos que foram encontrados na modelagem que inclui todos os fatores do risco adicional (e com uma taxa de retorno $r = 25\%$). Isto implica que se encontram acima da faixa de confiabilidade definida pela EPRI. Ademais, eles projetam que esses custos diminuiriam em 40 %, implementando 50 a 100 GW, o que levaria aproximadamente ao nível atual de custos em que não é considerado o risco adicional, ou seja, após 50 a 100 GW, as plantas chegariam aos custos indicados sem risco adicional.

Os outros estudos não consideram o aumento de custos de plantas FOAK dessa maneira. RUBIN et al. (2007) propõe a instalação de uma capacidade de somente 7 GW até chegar ao nível de custos indicados sem risco adicional e os outros estudos considerados negligenciam esse aumento inicial dos custos. Assim, as reduções, considerados pelos outros estudos levariam realmente a reduções de custos quando

comparados com o nível atual, enquanto as projeções de AL-JOUAIED e WITHMORE (2009) projetam reduções que compensariam o custo extra do risco adicional.

6.6 Observação final - Retrofitting

O termo *Retrofitting* descreve a adição posterior de um sistema de CCS a uma termelétrica que inicialmente operou sem sistema de captura de carbono. Conforme os estudos citados neste capítulo (veja Tabela 6-20), as plantas PC são as mais viáveis na operação sem CCS, e, ao mesmo tempo, as mais caras na operação com CCS, portanto, as menos aptas para o *retrofitting*. De outro lado, as plantas mais propensas para o *retrofitting*, isto é, plantas IGCC com *slurry-feed* e *total quench* são as menos econômicas na operação sem CCS.

	Média dos estudos que se baseiam em USD 2007-2008[USD/MWh]
LCOE PC sem CCS	68
LCOE PC com CCS	116
LCOE IGCC sem CCS	78
LCOE IGCC com CCS	108

Tabela 6-20: Custos de plantas PC sem CCS e IGCC com CCS, extraídos da Tabela 6-6.

Note-se que, para casos de *retrofitting*⁵², quase todos os outros equipamentos, tais como a alimentação do combustível, o gaseificador e a unidade de separação de ar, serão afetados pela adição de um sistema de captura de carbono, sendo que os fluxos de massa precisarão ser adaptados para as modificações de demanda de energia. As turbinas a gás, por exemplo, precisam de certo fluxo de energia química por unidade de tempo, portanto, a alimentação de combustível e oxidante precisará aumentar, a fim de compensar a perda de energia na reação exotérmica do WGS (veja 5.4.2). Por outro lado, as turbinas a gás no atual estado da arte precisam reduzir a temperatura de combustão, quando operadas com combustíveis ricos de hidrogênio, o que é um argumento em prol da redução do fluxo de energia química na turbina. Para avaliar o efeito da captura de carbono sobre os fluxos de massa em uma planta, a complexa interação precisa ser estudada para cada caso individualmente. Note-se que turbinas apresentam pouca experiência de operação para gases com alto teor de hidrogênio e

⁵² *Retrofitting* aqui denomina a adição posterior de um sistema de CCS a uma termelétrica.

precisam de demais desenvolvimento (KANNICHE *et al.*, 2010). O planejamento de um eventual *retrofitting* influencia, então, escolhas fundamentais em relação ao projeto e afeta o dimensionamento da planta.

Neste trabalho foi analisada a diferença de custo entre plantas PC sem CCS e plantas IGCC com CCS, sendo que essas são as opções mais viáveis economicamente para a utilização do carvão, respectivamente, sem e com CCS. No momento em que o preço de carbono se iguala à diferença de custo das tecnologias, a implementação de plantas com CCS se torna economicamente viável. Até agora, em nenhum sistema de comércio de carbono, o preço de carbono alcançou essa diferença⁵³. O momento em que isto ocorrerá depende muito dos próximos passos nas políticas climáticas globais. Um investidor deve, então, não só analisar o preço presente do carbono, mas também o preço futuro, e avaliar se e quando será necessária a aplicação de um sistema de CCS. Uma planta a carvão possui uma vida operacional de mais de 40 anos. Então, mesmo que o preço do CO₂, no momento da construção, ainda esteja baixo demais para viabilizar sistemas IGCC com CCS, a instalação de uma planta IGCC pode ser mais viável no longo prazo, levando em consideração sua maior aptidão para o *retrofitting*.

⁵³ No início do ano de 2010, o preço de uma tonelada de emissões de CO₂ oscilou em torno de 13 \$/t CO₂ no sistema de comércio de emissões da Europa (European Union Emission Trading System – EU ETS) (POINTCARBON, 2010)

7 Conclusão

O objetivo principal do presente trabalho era analisar se a tecnologia IGCC com CCS já alcançou a maturidade necessária para poder ser implementada em grande escala no curto prazo e, assim, possibilitar a utilização do carvão para geração termelétrica, sem comprometer o esforço de reduzir as emissões de CO₂. Também buscou-se averiguar a possibilidade de processar diferentes combustíveis numa planta multi-insumo, e se esse fato poderia auxiliar na viabilidade econômica de plantas IGCC.

Como visto no capítulo 2, o número de plantas IGCC existentes no mundo é pequeno, e as plantas operam até agora quase que exclusivamente com gaseificadores de leito de arraste e sem sistemas CCS. Plantas com gaseificadores de leito fluidizado em larga escala encontram-se em fase de planejamento. As plantas IGCC que operaram com leito fixo já encerraram sua operação, e não há plantas planejadas que operam com essa tecnologia. Gaseificadores de leito de arraste possuem a maior experiência de operação devido ao crescimento forte da sua aplicação durante a última década. O início de operação de plantas IGCC com CCS está previsto para o ano 2015.

As plantas instaladas e planejadas processam principalmente carvão betuminoso e resíduos de refinaria. Somente determinados gaseificadores possuem o potencial de processar linhito, biomassa e outros combustíveis de menor qualidade. Especialmente gaseificadores de leito fluidizado seriam aptos para a utilização de combustíveis de menor qualidade, porém sua implementação em grande escala ainda não foi realizada com sucesso. A utilização de biomassa ocorre, até hoje, somente em poucas plantas de pequeno porte. O processamento em gaseificadores de leito de arraste apresenta dificuldades e desvantagens técnicas, tais como a má moabilidade de biomassa e o comportamento das cinzas. Portanto, para superar essas dificuldades a operar gaseificadores multi-insumo, precisa-se de mais experiência e desenvolvimento tecnológico.

As unidades de combustão e captura de carbono possuem uma série de exigências em relação à qualidade do gás de síntese e influenciam, assim, a escolha da tecnologia de gaseificação. Gaseificadores de leito de arraste representam a tecnologia mais adequada para aplicações com sistemas de CCS. A disponibilidade desses gaseificadores em plantas IGCC atingiu 80 %, mas existe ainda a necessidade de desenvolvimento tecnológico de elementos importantes como a turbina de hidrogênio. Para o CCS integrado a plantas IGCC, a absorção física é normalmente a tecnologia

mais viável no médio prazo. Outros processos, como a separação por membranas, ainda não atingiram maturidade tecnológica para serem instalados em plantas comerciais de grande porte.

Em geral, pode-se concluir que a tecnologia IGCC sem CCS a base de carvão está madura para ser implementada em grande escala, e a projeção de poder adicionar sistemas de CCS a partir de 2015 parece factível. Se a tecnologia será introduzida no mercado ou não depende, então, principalmente de questões econômicas. As estimativas de custos relatados na literatura encontram-se numa faixa relativamente ampla, o que evidencia a incerteza que ainda vigora em relação ao desempenho econômico da tecnologia. O LCOE médio dos estudos mais recentes para plantas PC sem CCS se encontra numa faixa entre 57,8 e 81,6 USD/MWh e o LCOE de plantas IGCC com CCS, numa faixa de 81,0 a 151,0 USD/MWh. Disso resulta uma faixa de C_{CO_2e} de -1 a 130 USD/ t_{CO_2e} para o C_{CO_2e} simplificado, sendo que o valor discreto, isto é, o valor resultante dos valores médios é 58 USD/ t_{CO_2} . No C_{CO_2e} simplificado, não foi considerado o custo devido ao transporte e armazenamento do CO_2 . Para condições típicas de transporte e armazenamento, esses custos se encontram numa faixa consideravelmente mais baixa que os custos de uma planta CC (aproximadamente 6 % do C_{CO_2e} simplificado- veja 6.2.2). Portanto, frente à ampla faixa extendida pela confiabilidade das estimativas, os custos adicionais devido à estes processos foram negligenciados no presente estudo. Isto precisa-se levar em consideração quando comparar o C_{CO_2e} simplificado com o preço de mercado de CO_2 .

O desenvolvimento do preço de emissões de CO_2 , por sua vez, impõe ainda mais incertezas. As projeções revisadas neste trabalho adotam uma vasta faixa de valores. Cenários de políticas climáticas ambiciosas indicam um futuro preço do CO_2 de até 200 USD/ t_{CO_2} em 2040. A maioria dos estudos, porém, prevê um custo moderado na faixa de 30 a 50 USD / t_{CO_2} no ano 2030. No presente trabalho, foi identificado um valor médio do C_{CO_2e} simplificado de 58 USD/ t_{CO_2} . Esses números indicam que plantas IGCC com CCS seguramente se tornarão viável, caso metas ambiciosas de mitigação de emissões de CO_2 forem definidas. Mas, se o preço do CO_2 evoluir moderadamente, a viabilidade econômica não deverá ser alcançada.

Entretanto, os primeiros passos da introdução da tecnologia trazem dificuldades por causa do risco tecnológico adicional. A modelagem deste trabalho indica que a consideração do risco tecnológico eleva o C_{CO_2e} até 106 e 112 USD/ton $_{CO_2}$ para o gaseificador da GE e da Shell, respectivamente. Os valores encontrados na modelagem

do risco adicional correspondem com valores da literatura para plantas FOAK, e vários projetos planejados indicaram, também, esse nível de custos para seus projetos piloto de IGCC com CCS.

Pressupondo que as políticas climáticas globais consigam introduzir a meta de manter a concentração do CO₂ na atmosfera entre 450 a 550 ppmv, seu futuro preço atingirá seguramente um nível que permita arcar com os custos adicionais do risco tecnológico. Mas, se metas menos ambiciosas forem definidas, a viabilidade de plantas IGCC dependerá de subsídios para superar a barreira do risco tecnológico. Uma maneira de amenizar os custos do risco tecnológico é, como mostrado no capítulo 6.4, a instalação das mesmas sob o regime de empresas públicas, que podem ter acesso a financiamento que não leva em conta o risco adicional.

Conforme projeções da EIA (2009), a geração a carvão aumentará por 6,2 mil TWh, de 7,4 mil TWh em 2006 para 13,6 mil TWh em 2030, o que resulta num aumento da capacidade instalada de quase 1000 GW, contando com um fator de capacidade médio de 85%. Conforme os estudos sobre reduções de custos através do aprendizado tecnológico, conta-se normalmente com relevantes reduções de custos já após uma instalação de 50 a 100 GW. Isto significa, de um lado, que o aprendizado poderia se realizar em um prazo relativamente curto, já que a atividade no setor é intensa. De outro lado, se a implementação de IGCC com CCS não for incentivada, a introdução ocorrerá devagar e muitas plantas convencionais serão instaladas para aumentar o parque instalado de termelétricas, conforme indicado nos cenários.

Pode-se concluir, que a tecnologia IGCC com CCS possui o potencial de ser implementada em curto prazo e em grande escala, caso seja incentivada a superar o custo adicional que incorre nas plantas das primeiras gerações. Outra possibilidade de auxiliar à viabilidade de plantas IGCC com CCS seria a opção de operá-las num regime de poligeração, isto é, utilizar o gás de síntese não só para a geração de energia elétrica, mas também como insumo da produção de insumos da indústria químicos (por exemplo, hidrogênio, metanol, amônia) ou combustíveis sintéticos (Diesel Fischer-Tropsch, Gás Natural Sintético). Essa opção não foi abordada no presente trabalho e apresenta um desafio para futuras pesquisas.

Vale levar em consideração que essa avaliação se baseia em custos no nível de 2008/2009. Se os custos realmente caírem, como prognosticado em estudos citados neste trabalho, a viabilidade econômica de plantas IGCC com CCS será alcançável mais facilmente. Ademais, é importante ressaltar que os custos identificados neste trabalho se

referem à situação nos EUA. Em outras regiões pode haver resultados diferentes, devido a alterações em relação a preços de combustível, mão-de-obra, materiais de construção, impostos, incentivo financeiro etc.

Assim sendo, os resultados deste trabalho não contêm uma resposta completa sobre a viabilidade de IGCC com CCS, mas, indicam somente tendências do desenvolvimento da sua viabilidade. Para obter respostas mais completas sobre a viabilidade da tecnologia IGCC, é preciso restringir o horizonte para determinadas regiões ou até para determinados projetos. Isto vale especialmente com respeito ao transporte e armazenamento geológico do CO₂, que dependem fortemente da situação geográfica. O transporte de CO₂ em carbidutos é considerado tecnologia dominada. O armazenamento, por sua vez, é uma tecnologia nova, portanto, dever-se-ia levar em consideração um eventual custo adicional pelo risco tecnológico.

Para futuros trabalhos recomendam-se, então, estudos com foco regional para analisar as condições dadas no Brasil. Esses devem incluir a pesquisa das características dos insumos disponíveis, o levantamento de possibilidades de subsidiar plantas de primeira geração e a análise das possibilidades de armazenamento. Para regiões como o Brasil, que dispõem de carvão de baixa qualidade, a análise da possibilidade de gaseificação de leito fluidizado também é aconselhável.

As análises da viabilidade econômica deveriam, ademais, conter análises de sensibilidade em relação à variação da fração de carbono capturado e ao *retrofitting*. Uma fração diminuída de captura de carbono pode levar a uma considerável redução de custos e assim facilitar a introdução da tecnologia. A aptidão de plantas IGCC para o *retrofitting* pode fazer com que uma planta IGCC seja mais viável ao longo da sua vida operacional que uma planta convencional. Interessa, então, analisar a partir de qual taxa de crescimento do preço de carbono, a possibilidade do *retrofitting* favorece a instalação de plantas IGCC quando comparadas à instalação de plantas convencionais.

8 Referências Bibliográficas

AEP, 2009, Carbon capture and storage, disponível em

<http://www.aep.com/environmental/climatechange/carboncapture/>, acesso em 20/11/2009

AL-JUAIED, M., WHITMORE, A., 2009, *Realistic Costs of Carbon Capture*, Belfer Center Discussion Paper 2009-08, Belfer Center for Science and International Affairs, Harvard Kennedy School, Harvard University, Cambridge, USA

BANDI, A., 2003, “Verfahrensübersicht: Gasreinigungsverfahren“, *FVS Fachtagung Session II*, Stuttgart (Alemanha), 13 – 14/11/2003

BASU, P., 2006, *Combustion and gasification in fluidized beds*, CRC Press, Taylor and Francis Group, Boca Raton, USA

BLOMEN, E., HENDRIKS, C., NEELE, F., 2009, “Capture technologies: Improvements and promising developments”, *Energy Procedia*, v. 1, n. 1, pp. 1505-1512

BMU, 2005, *Comparison of renewable energy technologies with carbon dioxide capture and storage*, Update and Expansion of the RECCS Study, disponível em http://www.wupperinst.org/uploads/tx_wiprojekt/RECCS_Plus_Interim_en.pdf, acesso em 05/03/2010

BRECKENRIDGE, W., HOLYDAY, A., ONG, J. O. Y. *et al.*, 2000, “Use of SELEXOL® Process in Coke Gasification to Ammonia Project”, *Laurance Reid Gas Conditioning Conference*, The University of Oklahoma, Norman, Oklahoma, 27/02-01/03/2000

BRIDGEWATER, A., V., MEIER, D., RADLEIN, D., 1999, “An overview of fast pyrolysis of biomass“, *Organic Geochemistry*, v. 30, n. 12, pp.1479-1493

- CASTELO BRANCO, D., SZKLO, A., S., Schaeffer, R., 2009, “CO₂ emissions abatement costs of reducing natural gas flaring in Brazil by investing in offshore GTL plants producing premium diesel”, *Energy*, v.35, n.1, pp. 158-167
- CHEN, C., RUBIN, E., S., 2009, “CO₂ control technology effects on IGCC plant performance and cost”, *Energy Policy*, v. 37, n. 3, pp. 915-924
- CODA, B., CIEPLIK, M. K., DE WILD, P. J., *et al.*, 2007, “Slagging Behavior of Wood Ash under Entrained-Flow Gasification Conditions”, *Energy&Fuels*, v. 21, pp. 3644–3652
- COLLOT, A., 2006, “Matching gasification technologies to coal properties”, *International Journal of Coal Geology*, v. 65, n. 3-4, pp. 191– 212
- DI FELICE, L., COURSON, C., JAND N. *et al.*, 2009, “Catalytic biomass gasification: Simultaneous hydrocarbons steam reforming and CO₂ capture in a fluidised bed reactor”, *Chemical Engineering Journal*, v. 154, n. 1-3, pp. 375-383
- DITZEL, K. 2009, “Waxman-Markey (H.R.2454) and its implications on gasification”, GTC June Workshop, Kingsport, TN, 25/06/2009, disponível em <http://www.gasification.org/Docs/Workshops/2009/Kingsport/06Ditzel.pdf>, acesso em 05/03/2010
- DOE/EERE, 2009, *Biomass Multi-Year Program Plan*, disponível em < http://www1.eere.energy.gov/biomass/pdfs/mypp_december2009.pdf>, acesso em 12/01/2010
- DOE/NETL 2008a, *Current and future IGCC technologies – A pathway Study Focused on Non-Carbon Capture Advanced Power Systems R&D Using Bituminous Coal – Volume 1*, DOE/NETL-2008/1337
- DOE/NETL, 2002a, *Clean Coal Initiative*, Financial Assistance Solicitation DE-PS26-02NT41428, disponível em http://fossil.energy.gov/programs/powersystems/cleancoal/ccpi/ccpi_sol.pdf, acesso em 05/11/2009

DOE/NETL, 2002b, *Piñon Pine IGCC Power Project: A DOE Assessment*, DOE/NETL-2003/1183

DOE/NETL, 2004a, *Clean Coal Power Initiative*, Financial Assistance Solicitation DE-PS26-04NT42061, disponível em http://www.fossil.energy.gov/programs/powersystems/cleancoal/ccpi/ccpi_sol_round2.pdf, acesso em 05/11/2009

DOE/NETL, 2004b, *Quality Guidelines for Energy System Studies*, disponível em http://www.netl.doe.gov/publications/others/pdf/QGESS%20-%209-30-03_3_1.pdf, acesso em 05/03/2010

DOE/NETL, 2007a, *Gasification World Database – Current Industry Status*, disponível em <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database/Gasification2007_web.pdf>, acesso em 05/03/2010

DOE/NETL, 2007b, *Gasification Database - Active and Planned Commercial Gasification Plants*, disponível em <<http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/database/GASIF2007.pdf>>, acesso em 05/03/2010

DOE/NETL, 2007c, *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants – Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity*, DOE/NETL- 2008/1340,

DOE/NETL, 2008a, *Recovery Act: Clean Coal Power Initiative - Round 3, Funding Opportunity*, Number: DE-FOA-0000042, disponível em <http://www.fossil.energy.gov/programs/sequestration/publications/arra/DE-FOA-0000042.pdf>, acesso em 05/11/2009

DOE/NETL, 2008b, *Current and future IGCC technologies –Preliminary Results - The Potential of Advanced Power Systems R&D to Reduce Cost of Carbon Capture for Gasification-Based Plants*, DOE/NETL- 2008/1340

DOLEZAL, R., 2001, *Kombinierte Gas- und Dampfkraftwerke*, 1ª edição, Berlin Heidelberg, Springerverlag

ECOSECURITIES, 2009, *Forecasting the Future Value of Carbon - A Literature Review of Mid- to Long-Term Carbon Price Forecasts*, Report for NWPCC, disponível em <[http://www.nwcouncil.org/energy/grac/NWPCC_EcoSecurities_Seminar_004.ppt#408,9,Overview of Credit Price Projections](http://www.nwcouncil.org/energy/grac/NWPCC_EcoSecurities_Seminar_004.ppt#408,9,Overview%20of%20Credit%20Price%20Projections)>, acesso em 10/12/2009

EIA, 2010, *Annual Energy Outlook Early Release Overview*, disponível em <http://www.eia.doe.gov/oiaf/aeo/overview.html>, acesso em 05/05/2010

EIA, 2009, “Electricity”, *International Energy Outlook*, disponível em <http://www.eia.doe.gov/oiaf/ieo/pdf/electricity.pdf>, acesso em 05/03/2009

EPRI, 2000, *Evaluation of Innovative Fossil Fuel Power Plants with CO₂ Removal*, 1000316 Interim Report, disponível em http://www.netl.doe.gov/technologies/carbon_seq/Resources/Analysis/pubs/EPRICO2Study.pdf, acesso em 06/03/2009

EPRI, 2004, Updated Cost and Performance Estimates for Clean Coal Technologies including CO₂ Capture, 1009808, disponível em <http://mydocs.epri.com/docs/public/0000000000001009808.pdf>, acesso em 05/03/2010

EPRI, 2005, Financial Incentives for Deployment of IGCC: A CoalFleet Working Paper, Senate Committee on Energy & Natural Resources Bipartisan Coal Conference, 10/03/2005, Washington, DC, USA

EPRI, 2009, *Program on Technology Innovation: Integrated Generation Technology Options*, 1013829 Technical Update, disponível em <http://mydocs.epri.com/docs/public/0000000000001013829.pdf>, acesso em 05/03/2010

EU, 2009, *Directive 2009/28/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the promotion of the use of energy from renewable sources and amending and subsequently repealing Directives 2001/77/EC and 2003/30/EC*, disponível em <http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:2009:140:0016:0062:EN:PDF>, acesso em 05/03/2010

- FERMOSO, J., STEVANOV, C., MOGHTADERI, *et al.*, 2009, “High-pressure gasification reactivity of biomass chars produced at different temperatures”, *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, v. 85, n. 1-2, pp. 287-293
- GAO, 2009: DOE’s Decision to Restructure FutureGen Should Be Based on a Comprehensive Analysis of Costs, Benefits, and Risks, GAO-09-248, available at: http://www.futuregenalliance.org/news/GAOREport_FutureGen_CleanCoal.pdf
- GARCIA-PEREZ, M., CHAALA, A., ROY, C., 2002, “Co-pyrolysis of sugarcane bagasse with petroleum residue. Part II. Product yields and properties.”, *Fuel*, v. 81, n. 7, pp. 893-907
- GERMANY TRADE AND INVEST, 2008, *Energiewirtschaft VR China 2007*. disponível em <http://www.gtai.de/DE/Navigation/Datenbank-Recherche/Laender-und-Maerkte/Recherche-Laender-und-Maerkte/recherche-laender-und-maerkte-node.html>, acesso em 04/04/2009
- GNANAPRAGASAM N., REDDY, B., ROSEN, M., 2009, “Reducing CO₂ emissions for an IGCC power generation system: Effect of variations in gasifier and system operating conditions”, *Energy Conversion and Management*, v. 50, n. 8, pp.1915-1923
- GRACE, J. R.; AVIDAN, A. A.; KNOWLTON, T. M., 1997, *Circulating fluidized beds*, Chapman & Hall, London, GB
- HASSUANI, J. S., LEAL, M .R. L. V., MACEDO, I. C. *et al.*, 2005, *Biomass Power Generation: Sugar Cane Bagasse and Trash*, 1ª edição, PNUD-CTC, Piracicaba, Brasil
- HIGMAN, C., 2005, The Reliability of Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Power Generation Units, Gasification Technologies Conference, San Francisco, 11/10/2005, disponível em <http://www.higman.de/gasification/freiberg.pdf>, acesso em 05/03/2010
- HIGMAN, C., VAN DER BURGT, M., 2008, *Gasification*, 2ª edição, Gulf Professional Publishing, Elsevier, Burlington , USA, Oxford, UK
- HOLT, N., 2004: “Gasification process selection – Tradeoffs and ironies”, *Gasification Technologies Conference*, Washington DC, USA, 03-06/10/2004, disponível em

http://www.gasification.org/Docs/Conferences/2004/30HOLT_Paper.pdf, acesso em 06/03/2010

IEA GHG, 2003, *Potential for improvements in gasification combined cycle power generation with CO₂ Capture*, report PH4/19, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.

IEA, 2006, *World Energy Outlook 2006*, disponível em <http://www.worldenergyoutlook.org/2006.asp>, acesso em 05/03/2010

IEA, 2008, *Energy Technologies Perspectives 2008 – Scenarios and Strategies to 2050*, OECD/IEA 2008

IEA, 2009a, *Statistics Electricity / Heat*, disponível em <http://www.iea.org/stats/prodresult.asp?PRODUCT=Electricity/Heat>, acesso em 25/03/2009

IEA, 2009b, *Task 33/Thermal Gasification of Biomass: Description and Work Program*, available at <http://www.gastechnology.org/webroot/app/xn/xd.aspx?it=enweb&xd=iea/taskdescription.xml>, acesso em 06/03/2010

IHS CERA, 2009, *IHS CERA Power Capital Costs Index Shows Construction Costs Falling for All Types of New Power Plants*, disponível em <http://www.cera.com/aspx/cda/public1/news/pressReleases/pressReleaseDetails.aspx?CID=10429>, acesso em 03/11/2009

IPCC, 2005, *IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage*. Prepared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Metz, B., O. Davidson, H. C. de Coninck, M. Loos, and L. A. Meyer (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA

IPCC, 2007, *Climate Change 2007: Synthesis Report*, Contribution of Working Groups I, II and III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Pachauri, R.K. and Reisinger, A. (Eds.), IPCC, Geneva, Switzerland

- JENKINS, S., 2007, “IGCC 101”, *Gasification Technologies Council Workshop*, Denver, USA, 14/03/2007, disponível em <http://www.gasification.org/Docs/Workshops/2007/Denver/01Jenkins.pdf>, acesso em 05/03/2010
- KALTSCHMITT UND HARTMANN, 2001, *Energie aus Biomasse : Grundlagen, Techniken und Verfahren*, Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York
- KANNICHE, M., BOUALLOU, C., 2007, “CO₂ capture study in advanced integrated gasification combined cycle”, *Applied Thermal Engineering*, v. 27, n. 16, pp. 2693-2702
- KANNICHE, M., GROS-BONNIVARD, R., JAUD, P. *et al.*, 2010, “Pre-combustion, post-combustion and oxy-combustion in thermal power plant for CO₂ capture”, *Applied Thermal Engineering*, v. 30, n. 1, pp. 53-62
- KATZER *et al.*, 2007, *The Future of coal – Options for a carbon constraint world, An Interdisciplinary MIT Study*, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, USA
- LAMBERTZ, J., EWERS, J., 2006, „Clean Coal Power – Die Antwort der Kraftwerkstechnik auf die Herausforderungen der Klimavorsore“, *VGB PowerTech*, n. 5, pp. 72-75
- LAUSITZER RUNDSCHAU, 2008, *Atel kauft das Sustec-Kraftwerk*, disponível em <http://www.lr-online.de/wirtschaft/wirtschaft-lr/Atel-kauft-das-Sustec-Kraftwerk;art1067,2107492>, acesso em 05/03/2010
- LIU, H., GALLAGHER, K., S., 2010b, “Catalyzing strategic transformation to a low-carbon economy: A CCS roadmap for China”, *Energy Policy*, v. 38, n. 1, pp. 59-74
- LIU, H., NI, W., LI, Z. *et al.*, 2008, “Strategic thinking on IGCC development in China”, *Energy Policy*, v. 36, n. 1, pp. 1-11
- LIU, K., SONG, C., SUBRAMANI, V., 2010a, *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*, 1^a edição, John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey

MARANO, 2003, *Refinery Technology Profiles, Gasification And Supporting Technologies*, disponível em <http://www.netl.doe.gov/technologies/coalpower/gasification/pubs/pdf/GsfRepFinal.pdf>, acesso em 05/03/2010

MARTELLI, E., KREUTZ, T., CONSONNI, S., 2009, “Comparison of coal IGCC with and without CO₂ capture and storage: Shell gasification with standard vs. partial water quench”, *Energy Procedia*, v. 1, n. 1, pp. 607-614

MATHIAS, M. C. P. P., 2008, *A formação da indústria global de gás natural: definição, condicionantes e desafios*, Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, Planejamento Energético, Rio de Janeiro, Brasil

MAURSTAD, 2005, *An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology*, MIT LFEE 2005-002 WP, Massachusetts Institute of Technology- Laboratory for Energy and the Environment, Cambridge, USA

MCCOY, S., T., 2009, *The Economics of CO₂ Transport by Pipeline and Storage in Saline Aquifers and Oil Reservoirs*, Tese de Doutorado, Carnegie Mellon University, Engineering & Public Policy, Pittsburgh, USA

MCLARNON, C. R., DUNCAN J., L., 2009, “Testing of Ammonia Based CO₂ Capture with Multi-Pollutant Control Technology”, *Energy Procedia*, v. 1, n. 1, pp. 1027-1034

MHI, 2009, *MHI's CO₂ Capture Technology Has Been Selected by E.ON UK For Its Application to UK CCS Demonstration Competition*, disponível em <http://www.mhi.co.jp/en/news/story/0906181297.html>, acesso em 07/03/2010

MINCHENER, A., 2005, “Coal gasification for advanced power generation”, *Fuel*, v. 84, n. 17, pp. 2222-2235

MIT, 2009, *Carbon Capture and Sequestration Technologies Database*, disponível em <http://sequestration.mit.edu/index.html>, acesso em 20/09/2009

MOREIRA, T. R., SZKLO A. S., MACHADO G. V., “Uma ‘OPEP’ para o gás natural?”, **IBP2359_08**, *Rio Oil & Gas Expo and Conference 2008*, Rio de Janeiro, 15 – 18/09/2008

NEEFT, J.P.A, VAN PAANSEN, S., KNOEF, H.A.M., *et al.*, “Tar Guideline: A standard method for measurement of tars and particles in biomass producer gases”, *ECN Contributions to the 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Amsterdam, the Netherlands*, 17 – 21/06/2002, ECN-RX—02--014

NERC, 2008, 2004-2008 generating availability report, disponível em <http://www.nerc.com/page.php?cid=4|43|47>, acesso em 05/03/2010

OHTSUKA, Y., TSUBOUCHI, N., KIKUCHI, T. ET AL., 2009, “Recent progress in Japan on hot gas cleanup of hydrogen chloride, hydrogen sulfide and ammonia in coal-derived fuel gas”, *Powder Technology*, v. 90, n. 3, pp. 340-347

POINTCARBON, 2010, *PointCarbon's OTC price assessment*, disponível em <http://www.pointcarbon.com/>, acesso em 24/02/2010

POWERCLEAN, 2004, *Fossil Fuel Power Generation – State of the Art*, Power Clean R, D & D Thematic Network, European Union Fifth Framework Energy R&D Programme Contract No. ENK5-CT-2002-20625

PRINS, M., J., PTASINSKI K., J., JANSSEN F., J., J., G., 2007, “From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency”, *Energy*, v. 32, n. 7, pp. 1248-1259

RIEGEL, 2009, Comunicação pessoal, 17/10/2009.

RUBIN, E. S., BERKENPAS, M. B., FREY, H. C., et al, 2007a, Development and application of optimal design capability for coal gasification systems, in Technical Documentation: Integrated gasification combined cycle systems (IGCC) with carbon capture and storage (CCS), Final Report performed under contract number DE-AC21-92MC29094, DOE/ NETL, Pittsburgh, USA

RUBIN, E. S., CHEN, C., RAO, A. B., 2007b, “Cost and performance of fossil fuel power plants with CO₂ capture and storage”, *Energy Policy*, v. 35, n. 9, pp. 4444–4454

RUBIN, E.S., YEH, S., ANTES, M., *et al.*, 2007c, “Use of experience curves to estimate the future cost of power plants with CO₂ capture”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, v. 1, n. 2, pp. 188-197

RUETHER, J. A, RAMEZAN, M., BALASH, P. C., 2004, “Greenhouse Gas Emissions from Coal Gasification Power Generation Systems”, *J. Infrastructure Systems*, v.10, n.3, pp. 111-119

SEGGIANI, M., 1999, “Empirical correlations of the ash fusion temperatures and temperature of critical viscosity for coal and biomass ashes”, *Fuel*, v. 78, n. 9, pp. 1121-1125

SEKAR, R. C., PARSONS, J. E., HERZOG, H. J. *et al.*, 2007, “Future carbon regulations and current investments in alternative coal-fired power plant technologies”, *Energy Policy*, v. 35, n. 2, pp. 1064–1074

SIMBECK, D., 2009, “CO₂ options without carbon tax”, *Retro-Fitting of Coal-Fired Power Plants for CO₂ Emissions Reductions An MITEI Symposium*, 23/03/2009, disponível em <http://web.mit.edu/mitel/research/reports.html>, acesso em 05/03/2010

SPEIGHT 1994: *The Chemistry and Technology of Coal*, 2^a edição, rev. and expanded. Marcel Dekker Inc,. New York, 1994

STERN, 2007, *Stern Review on the Economics of Climate Change*, disponível em http://www.hm-treasury.gov.uk/stern_review_report.htm, acesso em 15/01/2010

SVOBODA, K., POHOŘELÝ, M., HARTMAN, M. *et al.*, 2009, “Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification”, *Fuel Processing Technology*, v. 90, n. 5, pp. 629–635

TAM, S., NIZAMOFF, A., KRAMER, S., 2005, *Gasification Plant Cost and Performance Optimization*, Task 3 Final Report, DOE Contract, No. DE-AC26-99FT40342

THIELEMANN, T., SCHMID, S., GERLING, P., J., 2007, “Lignite and hard coal: Energy suppliers for world needs until the year 2100 — An outlook”, *International Journal of Coal Geology*, v. 72, n. 1, pp. 1–14

- VAN DER DRIFT, A., 2002, “An Overview of Innovative Biomass Gasification Concepts”, *ECN Contributions to the 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Amsterdam, the Netherlands, 17 – 21/06/2002*, ECN-RX—02--014
- VAN DER DRIFT, A., BOERRIGTER, H., CODA, B., *et al.* 2004, *Entrained Flow Gasification of Biomass - Ash behavior, feeding issues, and system analyses*, ECN-C--04-039
- VETTER, 2001, “Qualitätsanforderungen an halmgutartige Bioenergieträger hinsichtlich der energetischen Verwertung“, *Energetische Nutzung von Stroh, Ganzpflanzengetreide und weiterer halmgutartiger Biomasse, Stand der Technik und Perspektiven für den ländlichen Raum*, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V., Gülzow, Alemanha
- VIDAS, H., HUGMAN, R., CLAPP, C., 2009, “Analysis of Geologic Sequestration Costs for the United States and Implications for Climate Change Mitigation”, *Energy Procedia*, v. 1, n. 1, pp. 4281-4288
- VITOLO, S., BELLI, R., MAZZANTI, M. *et al.*, 1995,” Rheology of coal-water mixtures containing petroleum coke”, *Fuel*, v. 75, n. 3, pp. 259-261
- WCI, 2005, *The Coal Resource - A Comprehensive Overview of Coal*, disponível em <http://www.worldcoal.org/resources/wci-publications/>, acesso em 26/08/2009
- YUN, Y., YOUNG DON YOO, Y., D., CHUNG, S.,W., 2007, “Selection of IGCC candidate coals by pilot-scale gasifier operation”, *Fuel Processing Technology*, v. 88, n. 2, pp. 107-116
- ZHENG L., FURINSKY E., 2005, “Comparison of Shell, Texaco, BGL and KRW gasifiers as part of IGCC plant computer simulations”. *Energy Conversion and Management*, v. 46, n. 11-12, 1767–1779
- ZIMMER, 1998, Apostila, VT, Universidade de ciências aplicadas, Colônia, Alemanha